



TUGAS AKHIR - TF 141581

**HAZOP DAN SAFETY INTEGRITY LEVEL BERBASIS FAULT
TREE ANALYSIS PADA REGENERANT HEATER SECTION PENEX
PROCESS UNIT 33 DI
PT. PERTAMINA REFINERY UNIT VI BALONGAN**

**RIZKY DIWYASTRA
NRP. 2412 100 056**

**Dosen Pembimbing
Hendra Cordova, S.T., M.T.**

**JURUSAN TEKNIK FISIKA
Fakultas Teknologi Industri
Institut Teknologi Sepuluh Nopember
Surabaya 2016**



FINAL PROJECT - TF 141581

**HAZOP AND SAFETY INTEGRITY LEVEL BASED ON
FAULT TREE ANALYSIS OF REGENERANT HEATER
SECTION PENEX PROCESS UNIT 33 IN
PT. PERTAMINA REFINERY UNIT VI BALONGAN**

**RIZKY DIWYASTRA
NRP. 2412 100 056**

**SUPERVISOR
Hendra Cordova, S.T., M.T.**

**ENGINEERING PHYSICS DEPARTMENT
Faculty of Industrial Technology
Institut Teknologi Sepuluh Nopember
Surabaya 2016**

**HAZOP DAN SAFETY INTEGRITY LEVEL BERBASIS
FAULT TREE ANALYSIS PADA REGENERANT HEATER
SECTION PENEX PROCESS UNIT 33
DI PT. PERTAMINA REFINERY UNIT VI BALONGAN**

**TUGAS AKHIR
OLEH**

**RIZKY DIWYASTRA
NRP. 2412 100 056**

Surabaya. Januari 2016

**Mengetahui,
Dosen Pembimbing**



**Hendra Cordova, S.T., M.T.
NIP. 19690530 199412 1 001**



**Menyetujui,
Ketua Jurusan Teknik Fisika FTI-ITS**

**Agus Muhammad Hatta, ST, MSi, Ph. D
NIPN. 19780902 200312 1 002**

**HAZOP DAN SAFETY INTEGRITY LEVEL BERBASIS
FAULT TREE ANALYSIS PADA REGENERANT HEATER
SECTION PENEX PROCESS UNIT 33 DI
PT. PERTAMINA REFINERY UNIT VI BALONGAN**

TUGAS AKHIR

Diajukan Untuk Memenuhi Salah Satu Syarat
Memperoleh Gelar Sarjana Teknik
pada

Bidang Studi Instrumentasi
Program Studi S-1 Teknik Fisika
Fakultas Teknologi Industri
Institut Teknologi Sepuluh Nopember

Oleh:

RIZKY DIWYASTRA

NRP. 2412 100 056

Disetujui oleh Tim Penguji Tugas Akhir:

1. Hendra Cordova, S.T, M. T (Pembimbing I)
2. Dr. Ir. Purwadi Agus D, M.Sc (Penguji I)
3. Ir. Ya'umar, M.T. (Penguji II)
4. Dr. Dhany Arifianto, S.T, M.Eng. (Penguji III)
5. Bagus Tri Atmaja, S.T, M.T. (Penguji IV)

SURABAYA

JANUARI, 2016

HAZOP DAN SAFETY INTEGRITY LEVEL BERBASIS FAULT TREE ANALYSIS PADA REGENERANT HEATER SECTION PENEX PROCESS UNIT 33 DI PT. PERTAMINA REFINERY UNIT VI BALONGAN

Nama : Rizky Diwyastra
NRP : 2412100056
Jurusan : Teknik Fisika FTI ITS
Dosen Pembimbing : Hendra Cordova, S.T., M.T.

Abstrak

Di Indonesia masih sangat sering terjadi kecelakaan dalam industri migas (minyak dan gas). Untuk mengantisipasi kecelakaan pada sebuah plant perlu diberikan suatu system pengamanan. Safety Instrumented System dipasang untuk menjaga agar tidak terjadi hal-hal yang tidak diinginkan. Tetapi pada beberapa perusahaan belum pernah dilakukan perhitungan tingkat keamanan (*Safety Integrity Level*) dari suatu *Safety Instrumented System*. Seperti halnya pada PT. Pertamina (Persero) Refinery Unit VI Balongan belum dilakukan penghitungan nilai dari *Safety Integrity Level*. Oleh karena itu, pada tugas akhir kali ini akan dilakukan penghitungan *Safety Integrity Level*. Plant yang dipilih adalah *Regenerant Heater Section Pennex Process Unit*. Dan untuk menambah tingkat keamanan akan dilakukan juga analisa *Material Safety Handling* agar lebih mengerti sifat dan penanggulangan apabila terjadi bencana. Dari hasil analisa didapatkan nilai SIL dari plant *Regenerant Heater* adalah SIL 0, dengan PFD 0.452. Setelah dilakukan perubahan konfigurasi diperoleh nilai SIL 1 dengan PFD 0.015 Sedangkan dari analisa ledakan didapatkan jarak minimum yang dianjurkan apabila terjadi ledakan pada plant ini adalah 65 m dari pusat ledakan.

Kata kunci: Safety, SIL, SIS.

**ANALYSIS SAFETY INTEGRITY LEVEL ON
REGENERANT HEATER SECTION PENEX PROCESS UNIT
33 IN PT. PERTAMINA REFINERY UNIT VI BALONGAN**

Name : Rizky Diwyastra
NRP : 2412100056
Departmen : Teknik Fisika FTI ITS
Advisor : Hendra Cordova, S.T., M.T.

Abstract

In Indonesia is still very frequent accidents in the oil and gas industry (oil and gas). In anticipation of an accident at a plant needs to be given a security system. Safety instrumented system installed to guard against the things that are not desirable. But the company has never been done keeping the calculation of the level of security (Safety Integrity Level) of a safety instrumented system. As well as in PT. Pertamina (Persero) Refinery Unit VI Balongan have not done the calculation of the value of the Safety Integrity Level. Therefore, in this final project will be calculate the Safety Integrity Level. The selected plant is regenerant Heater Section Pennex Process Unit. And to increase the level of security will be also analysis of Material Safety Handling in order to better understand in case of disaster. From the analysis results obtained SIL value of this plant is SIL 0, with PFD 0.452. After reconfigure the instrument, obtained SIL value is SIL 1 with PFD 0.015. While the explosion of the analysis obtained the minimum distance recommended in case of an explosion at the plant is 65 m from the center of the explosion.

Keywords: Safety, SIL, SIS.

KATA PENGANTAR

Puji syukur kehadirat Allah SWT atas berkat, rahmat dan kebesaran-Nya sehingga saya selaku penulis dapat menyelesaikan laporan tugas akhir Teknik ffsika ITS. Pada tugas akhir ini diambil *judul HAZOP DAN SAFETY INTEGRITY LEVEL BERBASIS FAULT TREE ANALYSIS PADA REGENERANT HEATER SECTION PENEX PROCESS UNIT 33 DI PT. PERTAMINA REFINERY UNIT VI BALONGAN*

Selama menyelesaikan Tugas Akhir ini penulis telah banyak mendapatkan bantuan dari berbagai pihak. Oleh karena itu pada kesempatan ini penulis ingin mengucapkan terima kasih yang sebesar-besarnya kepada:

1. Orang tua yang selalu memberi dukungan dan doa
2. Bapak Agus Muhamad Hatta, ST, MSi, Ph.D selaku Ketua Jurusan Teknik Fisika FTI-ITS.
3. Bapak Dr. Ir. Syamsul Arifin, M.T., selaku dosen wali penulis.
4. Bapak Hendra Cordova S.T., M.T., selaku pembimbing tugas akhir penulis.
5. Bapak R. Budhi Satrio, selaku *General Manager*, terimakasih atas kesempatan yang diberikan kepada saya telah dapat mengambil data di PT. Pertamina RU VI Balongan.
6. Bapak Agus Yogaswara, selaku pembimbing lapangan.
7. Teman-teman LARINS dan ZELENA yang senantiasa memberi dukungan dan semangat.

Penulis menyadari bahwa karya yang sempurna hanya ada pada Allah SWT. Oleh sebab itu, penulis sangat berterimakasih atas segala masukan, kritik dan saran yang membangun dari pembaca agar laporan ini menjadi lebih baik dari sebelumnya.

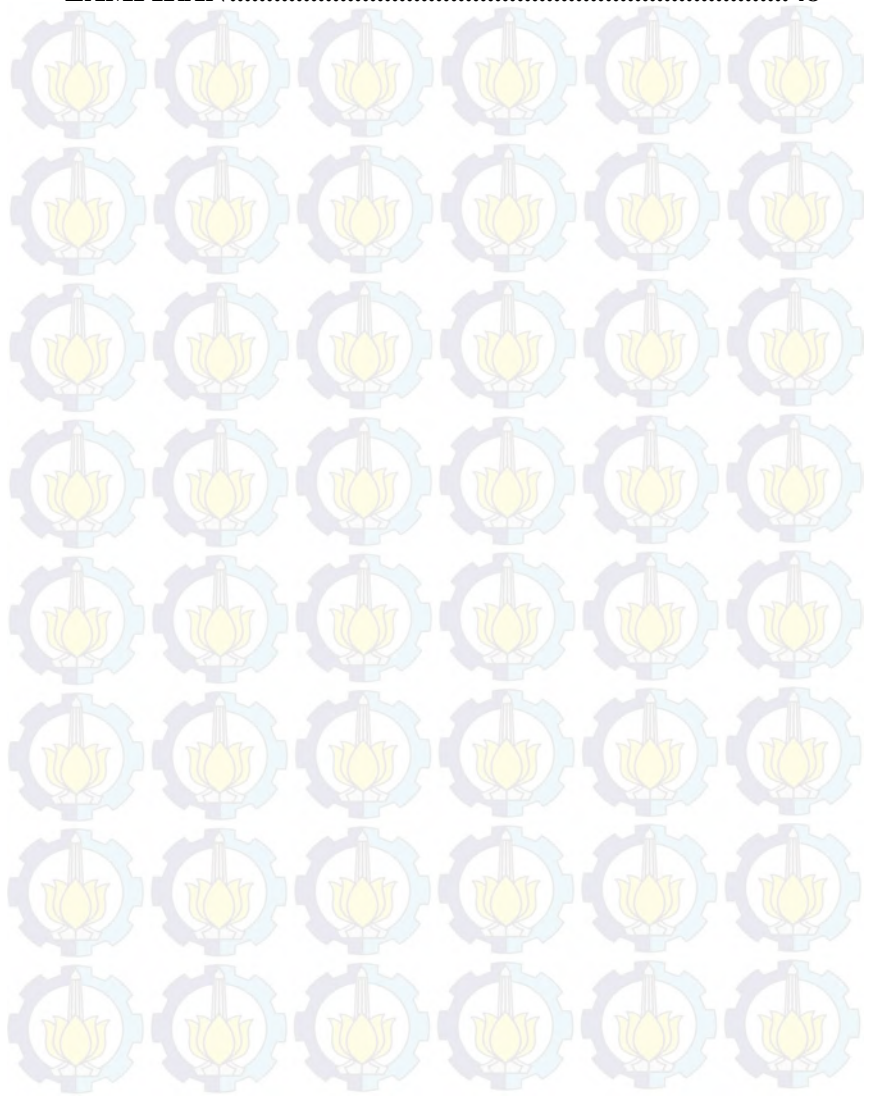
Surabaya, 18 Januari 2016

Penulis,

DAFTAR ISI

HALAMAN JUDUL.....	I
LEMBAR PENGESAHAN.....	III
ABSTRAK.....	V
ABSTRACT	VI
KATA PENGANTAR	VII
DAFTAR ISI.....	VIII
DAFTAR GAMBAR	X
DAFTAR TABEL.....	XI
BAB I PENDAHULUAN	1
1.1 LATAR BELAKANG	1
1.2 RUMUSAN MASALAH	2
1.3 TUJUAN	3
1.4 BATASAN MASALAH	3
1.5 SISTEMATIKA LAPORAN.....	3
BAB II DASAR TEORI.....	5
2.1 NAPHTA PROCESS UNIT	5
2.2 PENNEX PROCESS UNIT	5
2.3 REGENERANT VAPORIZER 33-E-103.	7
2.4 REGENERANT SUPERHEATER 33-F-101.....	8
2.5 FUNGSI LAJU KEGAGALAN	8
2.6 DISTRIBUSI LAJU KEGAGALAN	8
2.7 HAZOP	12
2.8 FAULT TREE ANALYSIS (FTA)	13
2.9 SIS.....	16
2.10 SAFETY INTEGRITY LEVEL (SIL)	17
2.11 BLAST EFFECT	18
BAB III METODOLOGI PENELITIAN.....	21
BAB IV ANALISA DATA.....	27
4.1 SAFEGUARD SYSTEM	27
4.2 ANALISA HAZOP	28
4.3 ANALISA SIL PADA FAULT TREE ANALYSIS...34	
4.4 PENINGKATAN NILAI SIL.....	36
4.5 BLAST EFFECT	39
BAB V PENUTUP	45
5.1 KESIMPULAN.....	45

5.2 SARAN.....45
DAFTAR PUSTAKA47
LAMPIRAN.....48



DAFTAR GAMBAR

Gambar 2. 1 Plant Naptha Process Unit	5
Gambar 2. 2 a. Fault Tree Analysis dan b. Reliability blockdiagram. [10]	14
Gambar 2. 3 And gate dan tabel kebenaran and gate.....	14
Gambar 2. 4 OR gate dan tabel kebenaran OR gate	15
Gambar 2. 5 NOT gate.....	15
Gambar 2. 6 Definisi Safety Instrumented System (SIS) .	15
Gambar 3. 1 Metodologi Percobaan	19
Gambar 3. 2 BPCS Regenerant Heater Section	20
Gambar 4. 1 Shutdown and Bypass Status Pennex Process Unit	26
Gambar 4. 2 FTA regenerant heater section	33
Gambar 4. 3 FTA regenerant heater section	36
Gambar 4. 4 Grafik tekanan ledakan terhadap jarak.....	39
Gambar 4. 5 Grafik kecepatan ledakan berdasarkan jarak	42

DAFTAR TABEL

Tabel 2. 1 SIL and required safety system performance for low demand mode system	17
Tabel 3. 1 Tingkat Severity Aspek Manusia PT. Pertamina Ru VI Balongan.....	21
Tabel 3. 2 Tingkat Severity Aspek Aset Manusia PT. Pertamina Ru VI Balongan.....	22
Tabel 4. 1 Risk Matrix PT. Pertamina.....	27
Tabel 4. 2 Analisa HAZOP aspek aset	27
Tabel 4. 3 Analisa HAZOP aspek manusia	30
Tabel 4. 4 Hasil perubahan konfigurasi sensing element	35
Tabel 4. 5 Hasil perubahan konfigurasi final element.....	35
Tabel 4. 6 Parameter Blast Effect.....	37
Tabel 4. 7 Hasil perhitungan dengan parameter jarak	39
Tabel 4. 8 Klasifikasi dampak daya ledak terhadap manusia....	40
Tabel 4. 9 Hasil perhitungan kecepatan pada jarak tertentu.....	41

BAB I

PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

Perkembangan industri dan pembangunan di Indonesia yang semakin pesat menyebabkan kebutuhan energi semakin meningkat dari tahun ke tahun. Oleh karena itu, permintaan akan minyak bumi sebagai sumber daya alam yang dapat menghasilkan energi untuk pembangkit tenaga akan semakin meningkat. Perusahaan yang bergerak dalam bidang perminyakan akan bersaing untuk menyediakan produk yang berkualitas guna menunjang perkembangan industri dan pembangunan di Indonesia.

Dalam hal ini PT. Pertamina selaku pemasok tunggal BBM di Indonesia terus melakukan upaya untuk memenuhi kebutuhan konsumen. Produksi dilakukan tanpa henti guna memenuhi target produksi. Sehingga apabila terjadi kegagalan atau kerusakan akan mengakibatkan kerugian yang sangat besar.

Akan tetapi di Indonesia masih sangat sering terjadi kecelakaan dalam industri migas (minyak dan gas). Menurut data dari Kementerian ESDM kecelakaan yang terjadi selama kurun waktu 2004 – 2014 telah terjadi sebanyak 880 kasus kecelakaan atau rata-rata sekitar 146 kasus setahun. Dalam kurun waktu 10 tahun itu, sekitar 76 orang dinyatakan meninggal dunia. Sementara sepanjang 2014 saja, angka kecelakaan Migas tercatat 201 kasus yang mengakibatkan 18 orang meninggal, 34 luka berat, 42 sedang dan 107 luka ringan [1]. Kasus terbaru adalah kebakaran yang terjadi di Kilang minyak PT Pertamina *Refinery Unit* (RU) II Dumai, Riau. Kecelakaan ini disebabkan terjadinya kebocoran pada pipa di *heater* [2]. Hal ini tentunya sangat merugikan dalam berbagai aspek. Mulai dari aspek produksi yang terhambat, aspek aset yang rusak dikarenakan kecelakaan, hingga aspek manusia yang luka hingga meninggal ketika terjadi kecelakaan.

Salah satu unit pengolahan PT. Pertamina yang menghasilkan BBM adalah PT. Pertamina (Persero) *Refinery Unit* VI Balongan. PT. Pertamina (Persero) *Refinery Unit* VI Balongan

merupakan perusahaan kilang minyak yang mengolah minyak mentah (*crude oil*) menjadi bentuk-bentuk bahan bakar minyak (BBM), non BBM dan petrokimia [3] Bahan baku yang diolah pada RU VI ini adalah minyak mentah yang berasal dari Duri dan Minas Riau. Dalam sehari PT. Pertamina (Persero) *Refinery Unit VI Balongan* dapat menghasilkan 125.000 BPSD [4].

Untuk mengantisipasi kecelakaan pada sebuah plant perlu diberikan suatu system pengamanan. *Safety Instrumented System* dipasang untuk menjaga agar tidak terjadi hal-hal yang tidak diinginkan. Tetapi pada beberapa perusahaan belum pernah dilakukan perhitungan tingkat keamanan (*Safety Integrity Level*) dari suatu *Safety Instrumented System*. Seperti halnya pada PT. Pertamina (Persero) *Refinery Unit VI Balongan* belum dilakukan penghitungan nilai dari *Safety Integrity Level*.

Oleh karena itu, pada tugas akhir kali ini akan dilakukan penghitungan *Safety Integrity Level*. Plant yang dipilih adalah *Regenerant Heater Section Pennex Process Unit*. Plant ini dipilih karena sebelumnya telah terjadi kebakaran pada *heater* pada PT. Pertamina RU II, Dumai, sehingga plant pada PT. Pertamina (Persero) *Refinery Unit VI Balongan* perlu diketahui tingkat keamanannya supaya tidak terjadi hal serupa. Perhitungan *Safety Integrity Level* akan dilakukan dengan Metode *Fault Tree Analysis*. Selain menghitung nilai *Safety Integrity Level* juga akan dilakukan analisa HAZOP untuk mengestimasi resiko dan analisis bahaya dari plant *Regenerant Heater Section Pennex Process Unit* PT. Pertamina (Persero) *Refinery Unit VI Balongan*. Dan untuk menambah tingkat keamanan akan dilakukan juga analisa *Material Safety Handling* agar lebih mengerti sifat dan penanggulangan apabila terjadi bencana.

1.2 Rumusan Masalah

Rumusan masalah pada tugas akhir ini adalah:

1. Belum pernah dilakukan analisis bahaya dengan menggunakan metode HAZOP pada *Regenerant Heater Section* PT. Pertamina (Persero) *Refinery Unit VI Balongan*.
2. Belum adanya perhitungan dan penyajian nilai *Safety Integrity Level (SIL)* yang belum diolah menggunakan *Fault*

Tree Analysis dari *Regenerant Heater Section* PT. Pertamina (Persero) *Refinery* Unit VI Balongan.

3. Belum adanya penyajian data material safety handling yang berupa kekuatan daya ledak, sehingga tidak diketahui jarak aman ketika terjadi ledakan.

1.3 Tujuan

Tujuan dilakukan tugas akhir ini adalah sebagai berikut:

1. Untuk melakukan analisis bahaya dengan menggunakan metode hazop pada *Regenerant Heater Section* PT. Pertamina (Persero) *Refinery* Unit VI Balongan.
2. Untuk menentukan nilai *Safety Integrity Level (SIL)* dengan menggunakan metode *Fault Tree Analysis* dari *Regenerant Heater Section* PT. Pertamina (Persero) *Refinery* Unit VI Balongan.
3. Untuk menampilkan data material safety handling yang berupa kekuatan daya ledak, sehingga tidak diketahui jarak aman ketika terjadi ledakan.

1.4 Batasan Masalah

Untuk menghindari meluasnya permasalahan, maka diperlukan batasan masalah sebagai berikut:

1. *Plant* yang digunakan adalah *Regenerant Heater Section Penex Process Unit 33* Di PT. Pertamina *Refinery* Unit VI Balongan
2. Analisa bahaya menggunakan metode HAZOP.
3. Analisis SIL dengan metode *Fault Tree Analysis*.
4. *Material safety handling* hanya melakukan perhitungan pada *blast effect*.

1.5 Sistematika Laporan

Pada penyusunan laporan tugas akhir ini dilakukan secara sistematis dan tersusun dalam lima bab dengan penjelasan sebagai berikut.

- **BAB I Pendahuluan**

Pada bab ini dijelaskan mengenai latar belakang, perumusan masalah, batasan masalah dan sistematika laporan.

- **BAB II Tinjauan Pustaka**

Berisi pustaka-pustaka yang berhubungan dengan materi yang dibahas pada laporan kerja praktek penulis.

- **BAB III Metodologi**

Berisi langkah-langkah dalam melakukan penelitian

- **BAB IV Analisa Data**

Berisi analisa dari data-data yang diperoleh pada saat melakukan tugas akhir untuk menentukan dan SIL dari *Regenerant Heater Section* menggunakan *Fault Tree Analysis*.

- **BAB V Penutup**

Pada bab ini berisi mengenai kesimpulan utama dari seluruh rangkaian penelitian yang telah dilakukan dan berisi saran yang diberikan penulis.

BAB II DASAR TEORI

2.1 Naphta Process Unit

Pada *Naphta Process Unit* terdapat tiga unit yang digunakan untuk melakukan proses produksi, yaitu unit 31, 32, dan 33. Pada unit 31 dilakukan pemisahan dari naphta menjadi *light naphta* dan *heavy naphta*. Kemudian *heavy naphta* akan diolah pada unit 32 dan *light naphta* akan diolah pada unit 33 [5].



Gambar 2. 1 *Plant Naphta Process Unit*

2.2 Pennex Process Unit

Tujuan Unit Penex adalah proses catalytic isomerization dari pentanes, hexanes, dan campuran dari CCR Regeneration Process Unit. Reaksi yang terjadi yaitu menggunakan hydrogen pada tekanan atmosphere, dan berlangsung pada fixed bed catalyst, pada pengoperasian tertentu yang mana dapat mengarahkan proses isomerisasi dan minimize proses hydrocracking. Proses ini sangat sederhana dan bebas hambatan dan pelaksanaannya pada tekanan rendah ,

temperature rendah, LHSV yang tinggi dan diperlukan akan tekanan hydrogen partial rendah [5]

Penex Unit terdiri dari lima bagian utama sebagai berikut:

- Sulfur Guard Bed.
- Liquid Feed dan makeup gas driers.
- Reactors dan associated Heaters and Exchangers.
- Product Stabilizer.
- Caustic Scrubber.

Sulfur Guard bertujuan dasar adalah untuk melindungi catalyst dari sulfur yang terikut didalam liquid feed, walaupun sebagian besar sulphur telah mengalami pengurangan didalam NHT unit. Diharapkan supaya kandungan sulphur dibawah level aman selama operasi H.O.T(Hydrogen One Throught) Penex, dan sebagai jaminan kalau Unit NHT mengalami gangguan, sehingga kandungan sulphur didalam feed cukup tinggi.

Semua normal paraffin sebagai feed stock dan make up hydrogen harus dikeringkan terlebih dahulu sebelum masuk reactor. Driers berfungsi sebagai alat untuk membersihkan/menghilangkan air dari normal paraffin, karena air akan meracuni (bukan Hydrocarbon) terhadap catalyst pada saat digunakan.

Seksi Reactor terdiri dari heat exchangers yang mana untuk mengoptimalkan energi utility. Proses Isomerisasi berlangsung didalam Reactor, dan merubah normal paraffin menjadi isoparaffin sampai 100% efficiency. Untuk mengurangi kerugian akibat pemakaian katalis, katalis dapat diganti sebagian saja. Untuk tambahan dengan menaikkan LHSV, seperti butiran katalis yang kecil, jumlah biaya kebutuhan katalis bisa dikurangi. Proses Isomerisasi dan benzene hydrogenasi adalah proses exothermic dan oleh karena itu akan menaikkan temperature reactors. Disyaratkan

menggunakan system dua reactor untuk mengatur temperature tinggi dengan reactors dan heat exchanger dengan media pendingin cold feed. Sebagian besar isomerisasi berlangsung dengan kecepatan tinggi pada reactor pertama dan sisanya temperature rendah pada reactor yang kedua, untuk menghindari reaksi berbalik.

Sebagai promotor ditambahkan perchloride secara kontinue dan yang akan terpecah menjadi hydrogen chloride dalam jumlah yang sangat kecil. Yang keluar dari reactor disebut product (yaitu Penexate, yang mengandung iso paraffin) yang mana dipisah dari stabilizer gas dengan product stabilizer. Jumlah gas yang keluar dari stabilizer sangat kecil, hal ini karena pemilihan jenis katalis yang menghasilkan hydrocracking dari C5/C6 feed yang berubah. Stabilizer gas mengandung sebagai berikut:

- Gas hydrogen yang tidak dipakai didalam reactor.
- Gas-gas ringan (C1 sampai C4) yang dimasukkan dengan make up gas, dan timbul didalam reaktor akibat proses hydrocracking.
- Hydrogen Chloride gas (bermula dari perchloride) yang mana dapat dibersihkan di caustic scrubber.
- Akhirnya stabilizer gas masuk refinery fuel gas system.

Caustic scrubber sangat diperlukan sekali untuk membersihkan hydrogen chloride. Material balance untuk scrubber ini menunjukkan 10%Wt larutan caustic, menurunkan sampai 2% Wt caustic yang telah dipakai untuk proses pemurnian akan dibuang dan diganti setiap minggu kira-kira 104.3 m³. Teknik khusus dapat dikembangkan untuk penetralan dari caustic yang dipakai. Sulfuric Acid diinjeksikan kedalam aliran ini untuk menetralkan caustic yang dipakai [5]

2.3 Regenerant Vaporizer 33-E-103.

Regenerant vaporizer 33-E-103 dipakai LP Steam untuk memanaskan aliran regerant sebelum mencapai ke Electric Superheater. Sebelah atas dari 33-E-103 dipakai tipe bayonet tube dan mempunyai kekuatan dari pengelasan serta di rolling. Pada heater ini dipasang peralatan dengan level indicator 33-LI-003 dan high level alarm 33-LAH-003 didesign untuk dioperasikan pada sebelah atas dari tube penutup. LP Steam didalam bayonet tube untuk memindahkan panas ke regerant pada bagian luar dari bayonet tube. Pemasangan dari Hot Steam didalam tip dari bayonet tube untuk memindahkan penguapan pada aliran regerant dari pendingin dimana dapat merusak bundles listrik dalam superheater bila beroperasi [5].

2.4 Regenerant Superheater 33-F-101.

Regenerant superheater 33-F-101 untuk menaikkan temperatur dari regenerasi menjadi penguapan pada temperatur 3150°C (6000°F). Aliran regenerant dipanaskan oleh Inconel element listrik, dimana mempunyai kemampuan menaikkan temperatur lebih dari 6000°C (11120°F). Regenerant masuk ke superheater harus telah menjadi phase uap gunanya untuk mencegah kerusakan pada bundle listrik bila power dipakai untuk super heater [5]

2.5 Fungsi Laju Kegagalan

Fungsi laju kegagalan (λ) adalah banyaknya kegagalan persatuan waktu. Laju kegagalan dapat dinyatakan sebagai perbandingan antara banyaknya kegagalan yang terjadi selama selang waktu tertentu dengan total waktu operasi komponen, subsistem dan sistem. Fungsi dari laju kegagalan dapat diketahui dari persamaan berikut:

$$\lambda(t) = \frac{f(t)}{R(t)} \quad (2.1)$$

Dimana:

$\lambda(t)$ = failure rate selama jangka waktu operasi

$f(t)$ = banyaknya kegagalan selama jangka waktu operasi

$R(t)$ = reliability tiap waktu

2.6 Distribusi Laju Kegagalan

Distribusi laju kegagalan digunakan untuk mengetahui rentang kerusakan dari suatu alat yang nantinya dapat digunakan sebagai acuan dalam penjadwalan maintenance. [6] Dalam teori keandalan distribusi yang banyak digunakan adalah distribusi kontinyu karena digunakan untuk sistem yang beroperasi secara kontinyu. Distribusi kontinyu sendiri terdiri dari distribusi normal, distribusi eksponensial, *weibull* dan lognormal. Untuk distribusi *weibull* sendiri memiliki dua macam yaitu: *weibull* dua parameter dan *weibull* 3 parameter. Dinamakan distribusi *weibull* dua parameter karena didalamnya terdapat parameter bentuk (β) yang menunjukkan kerusakan dari distribusi. Sedangkan parameter skala (θ) berfungsi untuk menunjukkan usia karakteristik dari alat atau komponen. Untuk distribusi tiga parameter memiliki tiga parameter didalamnya, yaitu parameter bentuk (β), parameter skala (θ), dan parameter lokasi (t_0).

- **Distribusi Normal**

Distribusi normal yang sering disebut juga dengan distribusi gaussian adalah salah satu jenis distribusi yang paling sering digunakan dalam menjelaskan sebaran data. Probability density function (PDF) dari distribusi normal adalah simetris terhadap nilai mean dan dispersi terhadap nilai rata-ratanya diukur dengan nilai standart deviasi.

Parameter distribusi normal adalah mean dan standart deviasi. Probability density function dari distribusi normal dapat ditulis seperti persamaan berikut ini.

$$f(t) = \frac{1}{\sigma\sqrt{2\pi}} \exp \left[-\frac{1}{2} \left(\frac{t-\mu}{\sigma} \right)^2 \right] \quad (2.2)$$

Fungsi keandalan distribusi normal adalah:

$$R(t) = 1 - \phi \left(\frac{t-\mu}{\sigma} \right) \quad (2.3)$$

Laju kegagalan distribusi normal adalah:

$$\lambda(t) = \frac{f(t)}{R(t)} = \frac{f(t)}{1 - \phi \left(\frac{t-\mu}{\sigma} \right)} \quad (2.4)$$

Waktu rata-rata kegagalan distribusi normal yaitu:

$$\text{MTTF} = \mu \quad (2.5)$$

- **Distribusi Lognormal**

Probability density function untuk distribusi *lognormal* dapat dituliskan seperti persamaan berikut ini:

$$f(t) = \frac{1}{\sigma\sqrt{2\pi}} \exp \left[-\frac{1}{2} \left(\frac{t-\mu}{\sigma} \right)^2 \right] \quad (2.6)$$

Fungsi Keandalan distribusi *lognormal* adalah sebagai berikut:

$$R(t) = 1 - \int_0^t \frac{1}{\sigma\sqrt{2\pi}} \exp \left[-\frac{1}{2} \left(\frac{t-\mu}{\sigma} \right)^2 \right] dt \quad (2.7)$$

Laju Kegagalan distribusi *lognormal* adalah sebagai berikut:

$$\lambda(t) = \frac{f(t)}{R(t)} \quad (2.8)$$

Waktu rata-rata kegagalan dari distribusi *lognormal* adalah sebagai berikut:

$$MTTF = \exp\left(\mu + \frac{\sigma^2}{2}\right) \quad (2.9)$$

- **Distribusi Weibull**

Distribusi weibull telah digunakan secara luas dalam teknik kehandalan. Keuntungan dari distribusi ini adalah bisa digunakan untuk mempresentasikan banyak PDF, serta bisa digunakan untuk variasi data yang luas. Distribusi weibull terbagi menjadi dua kelompok, yaitu distribusi weibull dua parameter dan distribusi weibull tiga parameter.

- **Distribusi Dua Parameter**

Probability Density Fuction (PDF) dari distribusi weibull yaitu:

$$f(t) = \frac{\beta}{\eta} \left(\frac{t}{\eta}\right)^{\beta-1} \exp\left[-\left(\frac{t}{\eta}\right)^{\beta}\right] \quad (2.10)$$

Laju Kegagalan distribusi *Weibull* yaitu:

$$\lambda(t) = \frac{\beta}{\eta} \left(\frac{t}{\eta}\right)^{\beta-1} \quad (2.11)$$

Fungsi Keandalan distribusi weibull yaitu:

$$R(t) = \exp\left[-\left(\frac{t}{\eta}\right)^{\beta}\right] \quad (2.12)$$

Waktu rata-rata kegagalan distribusi weibull adalah sebagai berikut:

$$MTTF = \eta \Gamma\left(1 + \frac{1}{\beta}\right) \quad (2.13)$$

- **Distribusi Tiga Parameter**

PDF dari distribusi weibull 3 parameter yaitu:

$$f(t) = \frac{\beta}{\eta} \left(\frac{t - t_0}{\eta}\right)^{\beta-1} \exp\left[-\left(\frac{t - t_0}{\eta}\right)^{\beta}\right] \quad (2.14)$$

Laju Kegagalan distribusi weibull yaitu:

$$\lambda(t) = \frac{\beta}{\eta} \left(\frac{t - t_0}{\eta} \right)^{\beta-1} \quad (2.15)$$

Fungsi Keandalan distribusi *weibull* yaitu:

$$R(t) = \exp \left[- \left(\frac{t - t_0}{\eta} \right)^{\beta} \right] \quad (2.16)$$

Waktu rata-rata kegagalan distribusi *weibull* adalah sebagai berikut:

$$MTTF = t_0 + \eta \Gamma \left(1 + \frac{1}{\beta} \right) \quad (2.17)$$

- **Distribusi *eksponensial***

PDF dari distribusi *eksponensial* adalah sebagai berikut:

$$f(t) = \lambda e^{-\lambda(t-\gamma)} \quad (2.18)$$

Fungsi keandalan distribusi *eksponensial* yaitu:

$$R(t) = e^{-\lambda(t-\gamma)} \quad (2.19)$$

Laju kegagalan distribusi *eksponensial* yaitu:

$$\lambda(t) = \lambda \quad (2.20)$$

Waktu rata-rata kegagalan dari distribusi *eksponensial* yaitu:

$$MTTF = \gamma + \frac{1}{\lambda} \quad (2.21)$$

2.7 HAZOP

Hazard and Operability Study atau biasa disebut HAZOP merupakan metode yang digunakan untuk menganalisa bahaya (*hazard*) pada suatu sistem. Sistem ini menggunakan teknik kualitatif untuk mengidentifikasi potensi bahaya dengan menggunakan *guide word* [7]. HAZOP digunakan untuk menjelaskan setiap bagian dari proses untuk mengetahui penyimpangan-penyimpangan dari desain yang telah dibuat dan apa penyebab dan akibatnya. Skematik ini diselesaikan dengan *guidewords* yang sesuai.

Analisa hazop mengandung beberapa unsur penting yaitu:

- Proses analisa adalah suatu proses kreatif yang sistematis menggunakan beberapa *guideword* untuk mengidentifikasi penyimpangan yang dapat menjadi potensi bahaya dari desain suatu proses dan menggunakan penyimpangan ini sebagai “*triggering device*” untuk menjadi panduan penganalisa dalam mengidentifikaasi potensi bahaya dan efek atau konsekuensi yang mungkin terjadi
- Analisa hazop dilakukan oleh orang-orang yang memiliki dasar dalam proses yang dianalisa dan menggunakan analasi berpikir yang logis dalam setiap pendefinisian potensi bahaya.
- Setiap masalah yang telah selesai diidentifikasi, didokumentasikan dalam suatu tabel *assesment* (IEC,2001).

Secara garis besar hazop dijalankan dengan mengikuti prosedur berikut ini:

- a. Pengumpulan gambaran selengkap-lengkapnya setiap proses yang ada dalam sebuah *plant*
- b. Pembagian sistem menjadi beberapa subsistem-subsistem yang lebih kecil. Tidak ada ketentuan atau prosedur khusus untuk pembagian sistem ini.
- c. Penginvestigasian adanya kemungkinan penyimpangan pada subsistem menggunakan kata kunci atau *guide words* untuk mempermudah proses analisis.
- d. Pengidentifikasian kemungkinan penyebab dari penyimpangan - penyimpangan yang terjadi.
- e. Melakukan penilaian terhadap setiap konsekuensi atau efek negatif yang ditimbulkan dari setiap penyimpangan. Ukuran besar kecilnya efek negatif ditentukan berdasarkan keamanan dan keefisienan kondisi operasional *plant* dalam keadaan normal.
- f. Penentuan tindakan proteksi yang sesuai untuk tiap penyimpangan yang terjadi di tiap elemen. Penekanan sistematika pertanyaan pada prosedur hazop nampak pada penggunaan dua kelompok (tingkat) kata kunci, yaitu:
 - Kata kunci primer (*primary keywords*)

Kata-kata yang bertitik tolak pada tujuan perancangan/ berhubungan dengan kondisi/ parameter sebuah proses. Contohnya: aliran (*flow*), tekanan (*pressure*), suhu (*temperature*), kekentalan (*viscosity*), korosi (*corrosion*), pengikisan (*erosion*), ketinggian (*level*), kepadatan (*density*), pelepasan/ pembebasan (*relief*), pencampuran (*composition*), penambahan (*addition*), reaksi (*reaction*)

- Kata kunci sekunder (*secondary keywords*)

Kata kunci sekunder pada saat digabungkan dengan sebuah kata kunci primer akan menunjukkan kemungkinan penyimpangan yang bisa terjadi. Contohnya, tidak ada (*no*), berlebihan (*more*), kurang (*less*), berlawanan (*reverse*), sama dengan (*as well as*).

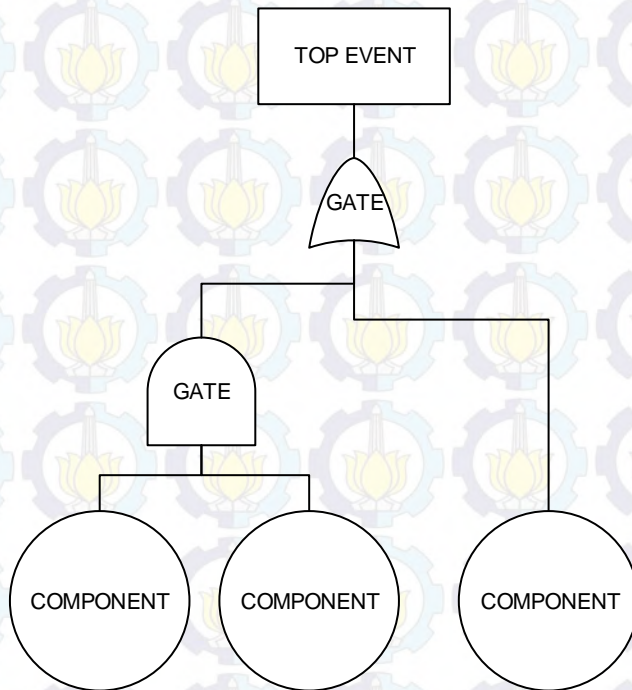
2.8 Fault Tree Analysis (FTA)

Metode FTA (*Fault tree analysis*) digunakan untuk mengidentifikasi kegagalan atau trip pada komponen didalam sebuah sistem. Selain itu metode FTA dapat digunakan untuk mempresentasikan seberapa handal suatu komponen didalam sebuah sistem. identifikasi dengan menggunakan FTA digunakan untuk mengetahui kombinasi sebab terjadinya kegagalan dari fungsi suatu komponen yang mempunyai dampak terhadap keselamatan kerja, produksi industry, dan lingkungan kerja sekitar. [8] Untuk langkah pembuatan FTA sendiri adalah sebagai berikut:

- ✓ Mendefinisikan kejadian puncak (*Top Event*) yang tidak diinginkan dalam sistem yang akan diamati.
- ✓ Menggambarkan atau membentuk diagram logic dan detail yang memperlihatkan kombinasi dari event yang mempengaruhi top event. Sebuah sistem FTA mengilustrasikan keadaan dan kemampuan komponen sistem (*basic event*) dan hubungannya dengan *top event*.

Dalam pembuatan FTA digunakan symbol grafis yang di sebut gerbang logika (*logic gate*). Merujuk gambar 2.2 untuk output

dari gerbang logika ditentukan oleh input-input dari gerbang logika itu sendiri. [3]



Gambar 2. 2 a. Fault Tree Analysis

Beberapa logic system yang digunakan pada FTA (*Fault Tree Analysis*) adalah sebagai berikut:

✓ **Fungsi AND**

Fungsi AND akan menghasilkan output (1) atau TRUE hanya jika semua input (1) atau TRUE. Fungsi AND bisa mempunyai input tidak terbatas, namun hanya mempunyai satu output. Dalam analisa FTA ini nilai 1 yaitu gagal (komponen atau sistem gagal), dan nilai 0 yaitu baik (komponen atau sistem dalam

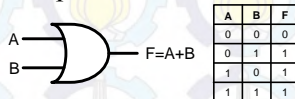
kondisi baik). Gambar 2.3 merupakan logic fungsi AND dengan dua input beserta dengan tabel kebenarannya.



Gambar 2. 3 And gate dan tabel kebenaran and gate

✓ Fungsi OR

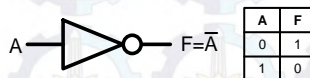
Fungsi OR akan menghasilkan output (1) atau TRUE jika satu atau lebih input adalah (1) atau TRUE. Sebagaimana fungsi AND, fungsi OR bisa mempunyai input tidak terbatas, namun hanya mempunyai satu output. Dalam analisa FTA ini nilai 1 yaitu gagal (komponen atau sistem gagal), dan nilai 0 yaitu baik (komponen atau sistem dalam kondisi baik) Gambar 2.4 adalah fungsi OR dengan dua input beserta tabel kebenarannya.



Gambar 2. 4 OR gate dan tabel kebenaran OR gate

✓ Fungsi NOT

Fungsi NOT akan menghasilkan output (1) ATAU gagal jika inputnya 0 atau baik. Output dari fungsi NOT selalu kebalikan dari keadaan inputnya, tidak seperti fungsi AND dan fungsi OR, fungsi NOT hanya mempunyai satu input dan satu output. Gambar 2.5 merupakan fungsi NOT dengan input dan output beserta tabel kebenarannya:

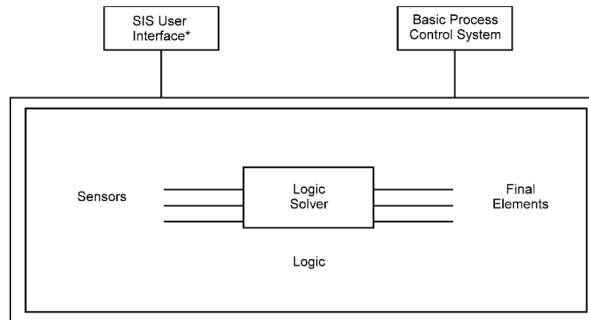


Gambar 2. 5 NOT gate

2.9 SIS

SIS adalah sistem yang berfungsi untuk memberikan keamanan dari sistem yang telah dibuat terhadap gangguan yang

terjadi. Secara umum SIS menggunakan *Emergency Shutdown System* (ESD, ESS), *Safety Shutdown System* (SSD), dan *Safety Interlock System* [9].



Gambar 2. 6 Definisi *Safety Instrumented System* (SIS)

SIS terdiri dari 3 komponen penyusun utama yaitu sensor, *logic solver*, dan *final control element*.

- Sensor

Sensor berfungsi sebagai komponen yang mempunyai fungsi untuk mengukur suatu besaran seperti *pressure*, *temperature*, *flow*, dan *level*. Dalam SIS sensor difungsikan sebagai sensing element yang akan memberikan sinyal kepada *logic solver* ketika dikenai oleh fluida. Contohnya adalah *pressure transmitter*, *level transmitter*, *termocouple*, dan lain-lain.

- *Logic solver*

Logic solver merupakan controller yang didalamnya terdapat logika-logika yang digunakan dalam prosesnya. Logika ini digunakan dalam memproses data sehingga proses yang berjalan sesuai dengan logikan yang telah dibuat. *Logic solver* menerima sinyal dari sensor, kemudian diproses sesuai dengan logika yang sudah dibuat dan *logic solver* mengirimkan sinyal ke *final*

element untuk dieksekusi. Kontroller yang digunakan seperti PLC, SCS, dan lain-lain.

- ***Final Control Element***

Final control element sering disebut aktuator yang mempunyai fungsi untuk mengeksekusi perintah dari *logic solver*. *Final control element* ini merupakan komponen terakhir penyusun SIS yang nantinya memberikan tindakan pengamanan pada prosesnya. Jenis *valve* yang digunakan biasanya menggunakan *valve* dengan sistem *on/off* sehingga jika terjadi gangguan, maka *valve* akan membuka atau menutup untuk melakukan tindakan pencegahan dan memberikan pengamanan pada sistem.

2.10 Safety Integrity Level (SIL)

Safety integrity Level (SIL) merupakan tingkat keamanan dari suatu komponen *instrument* yang terkonfigurasi dengan *safety instrumented system* (SIS). Seperti *sensor*, *logic solver*, dan *final element*. Untuk dapat menentukan nilai SIL dari suatu komponen maka terlebih dahulu mengetahui nilai laju kegagalan yang kemudian dapat digunakan untuk menentukan nilai *Probability of Failure on Demand* (PFD) [10]. Untuk mencari PFD dengan cara: $PFD = \frac{\lambda T_i}{2}$. Dimana λ adalah laju kegagalan yang di dapat dari distribusi dan T_i adalah *test interval* yang digunakan. Setelah diperoleh nilai PFD dari suatu komponen maka kemudian mencari tingkat SIL dengan melihat *range* nilai PFD yang sudah ada. Berikut ini *range* nilai PFD dengan tingkatan SIL sesuai dengan standar IEC 61508. Apabila nilai PFD melebihi 0.1 maka akan dinyatakan dengan SIL 0

Tabel 2. 1 SIL and required safety system performance for low demand mode system [10]

<i>Safety Integrated Level (SIL)</i>	<i>Probability Failure on Demand (PFD)</i>	<i>Safety Availability (1_PFD)</i>	<i>Risk Reduction Factor (RRF)</i>
4	0.0001 - 0.00001	99.99 - 99.999%	10000 – 100000
3	0.001 - 0.0001	99.9 - 99.99%	1000 – 10000
2	0.01 - 0.001	99 - 99.9%	100 – 1000
1	0.1 - 0.01	90 - 99%	10 – 100

Untuk menentukan nilai *Probabilitas of Failure on Demand (PFD)* dapat menggunakan persamaan:

$$PFD_{Avg\ element} = \frac{\lambda \cdot Ti\ element}{2} \quad (2.22)$$

$$PFD_{Avg\ SIF} = PFD_{Avg\ Sensor/switch} + PFD_{Avg\ Logic\ Solver} + PFD_{Avg\ Final\ Element} \quad (2.23)$$

Dimana:

λ = laju kegagalan (*failure rate*) suatu peralatan

Ti = *Test Interval*

Dari Persamaan 2.22 dan 2.23 dapat diketahui bahwa nilai PFD dipengaruhi oleh laju kegagalan Peralatan dan *test interval*. Nilai PFD dapat digunakan untuk menentukan SIL dari suatu sistem, dengan menggunakan Tabel 2.1 dapat diketahui nilai PFD dan nilai SIL nya. Untuk SIL 1 menunjukkan level keamanan rendah (*high risk*) atau kemungkinan terjadinya *failure* semakin besar. Sedangkan SIL 4 berarti level keamanannya tinggi atau kemungkinan terjadi *failure* semakin kecil [6].

2.11 Blast Effect

Setiap material yang dapat meledak memiliki kekuatan yang berbeda apabila meledak. Daya ledak tersebut dapat dihitung sehingga kita tahu seberapa jarak aman untuk terhindar dari ledakan tersebut. Untuk menghitung daya ledak dapat digunakan persamaan *Blast Wave Energy Calculation* [11]

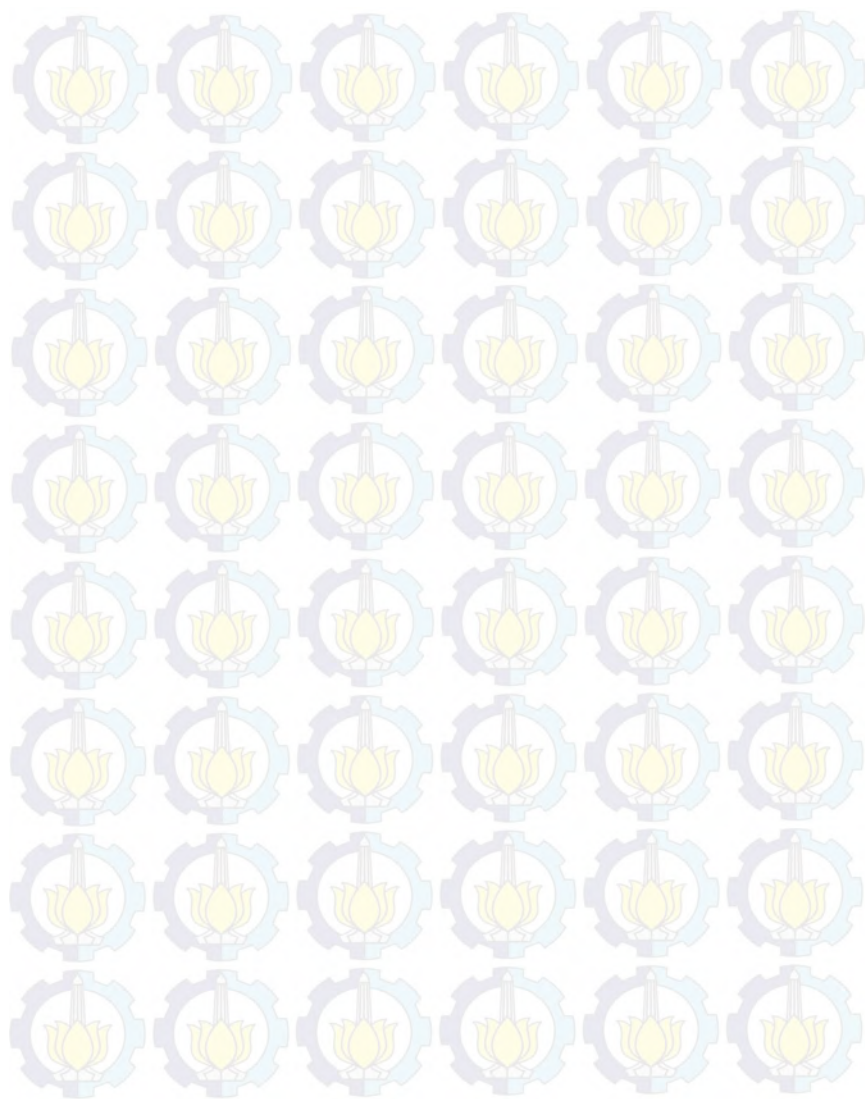
$$P_s = \frac{80.800 \left(1 + \frac{R_H}{4.5}\right)^2}{\sqrt{1 + \left[\frac{R_H}{0.046}\right]^2} \sqrt{1 + \left[\frac{R_H}{0.32}\right]^2} \sqrt{1 + \left[\frac{R_H}{1.356}\right]^2}} \quad (2.24)$$

Dimana:

P_s = Tekanan pada jarak tertentu (bar)

R_H = Jarak per Massa setara TNT ($\text{m/kg}^{1/3}$)

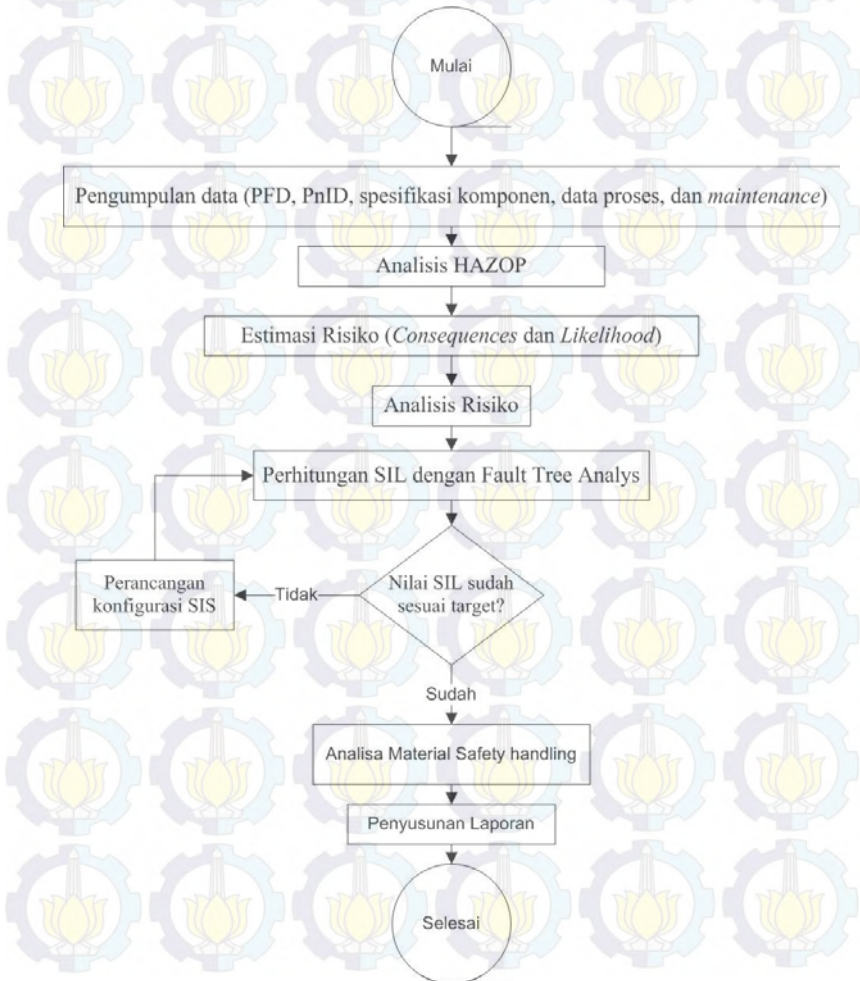
Berdasar persamaan daya ledak diatas nantinya akan dapat disimpulkan seberapa besar jarak yang aman untuk melakukan perlindungan.



BAB III

METODOLOGI PENELITIAN

Langkah-langkah pengerjaan tugas akhir ini adalah sebagai berikut:

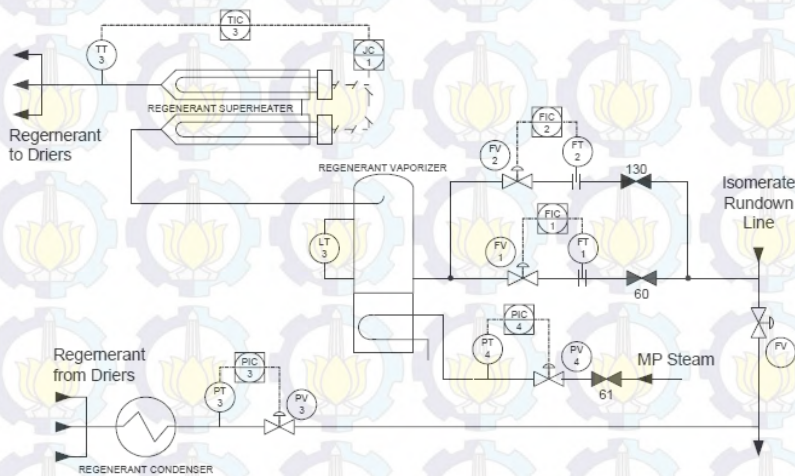


Gambar 3. 1 Metodologi Percobaan

Pengumpulan Data

Pengumpulan data yang dimaksudkan adalah mengumpulkan data yang akan diproses maupun data-data pendukung lainnya. Data utama dalam pengerjaan tugas ini adalah data *maintenance*, P&ID, data proses dan literatur literatur. Literatur yang digunakan untuk mengumpulkan informasi terkait dengan tugas akhir ini yaitu beberapa jurnal, artikel, internet, buku, data sekunder, dan laporan tugas akhir yang pernah dilakukan. Topik literatur dalam tugas akhir ini adalah mengenai HAZOP dan SIL

Dalam P&ID terdapat BPCS (*Basic Process Control System*). Yang digunakan sebagai proses. Komponen-komponen yang digunakan ditunjukkan pada gambar 3.2.



Gambar 3. 2 BPCS *Regenerant Heater Section*

Data pendukung lainnya yang dibutuhkan akan dilampirkan pada akhir laporan.

Analisa HAZOP

Analisa HAZOP dilakukan dengan membaca data proses yang akan dicocokkan dengan data pada P&ID sehingga muncul parameter-parameter atau guide word yang digunakan untuk menentukan isi dari HAZOP tersebut. Data Process akan mengacu kepada UOP *Process Information Control* PT. Pertamina RU VI Balongan

Estimasi Resiko

Estimasi Resiko adalah memprediksi konsekuensi atau akibat dari suatu sebab yang ada pada data HAZOP. Dalam melakukan estimasi resiko dibutuhkan data *maintanance* untuk mengetahui seberapa sering suatu alat instrument rusak dan seberapa parah tingkat resikonya. Setelah didapatkan data tersebut, maka data dicocokkan dengan *risk matrix* untuk mendapatkan *risk ranking*.

Dalam estimasi resiko, *Severity level* diisi berdasarkan tingkat keparahan / risk level yang terdapat pada tabel HAZOP. *Severity level* diisi sesuai dengan standard PT. Pertamina

Tabel 3. 1 Tingkat Severity Aspek Manusia PT. Pertamina Ru VI Balongan

Severity (Keparahan)	Resiko	Dampak Potensial	Definisi
0	Rendah	Tanpa Cedera	-
1		Cedera Ringan	Tidak Menyebabkan hari hilang
2	Sedang	Cedera Sedang	Menyebabkan hari hilang maksimum 7 hari
3	Tinggi	Cedera Berat	Menyebabkan hari hilang lebih dari 7 hari

Lanjutan Tabel 3.1

Severity (Keparahan)	Resiko	Dampak Potensial	Definisi
4	Tinggi	Cedera Fatal	Korban meninggal/ Cacat permanen/ Tidak mampu bekerja
5	Tinggi	Cedera Fatal Ganda	Korban meninggal/ Cacat permanen/ Tidak mampu bekerja lebih dari 1 orang

Selain untuk dampak terhadap manusia, suatu kecelekaan juga mempunyai dampak terhadap aset dari perusahaan. Standar yang digunakan Pertamina ditunjukkan pada tabel 3.2

Tabel 3. 2 Tingkat Severity Aspek Aset Manusia PT. Pertamina Ru VI Balongan

Severity (Keparahan)	Resiko	Dampak Potensial	Definisi
0	Rendah	Tanpa Kerusakan	-
1		Kerusakan Sangat Kecil	-Tidak menimbulkan gangguan operasi -Biaya perbaikan \leq US \$ 1000
2	Sedang	Kerusakan Kecil	-Menimbulkan gangguan operasi ringan -US \$ 1000 \leq Biaya perbaikan \leq US \$ 10.000
3	Sedang	Kerusakan Sedang	-Menimbulkan gangguan operasi cukup besar

Lanjutan Tabel 3.2

Severity (Keparahan)	Resiko	Dampak Potensial	Definisi
			-US \$ 10.000 ≤ Biaya perbaikan ≤ US \$ 100.000
4	Tinggi	Kerusakan Besar	-Menimbulkan gangguan operasi cukup besar (berhenti beroperasi) -US \$ 100.000 ≤ Biaya perbaikan ≤ US \$ 1.000.000
5		Kerusakan Parah	-Menimbulkan gangguan operasi cukup besar (berhenti beroperasi) -US \$ 1.000.000 ≤ Biaya perbaikan

Perhitungan SIL dengan Fault Tree Analysis

Perhitungan dilakukan dengan menggunakan FTA dengan menentukan Top event dari analisa HAZOP yang telah dilakukan. Sehingga akan terlihat akar-akar penyebab kegagalannya. Nilai SIL didapatkan dengan cara memasukan nilai PFD pada masing masing *basic event* yang nantinya akan dihitung menggunakan gerbang logika pada FTA. Nilai SIL didapatkan dengan menghitung nilai PFD yang kemudian hasilnya akan diklasifikasikan dalam tabel 2.1. Nilai PFD dapat dicari dengan persamaan:

$$PFD = \frac{\lambda \cdot Ti}{2}$$

Dimana : λ = Hazard Failure Rate ; Ti = Time interval

Analisa Material Safety Handling

Analisa pada laporan ini adalah menghitung daya ledak dari suatu material sehingga tahu jarak aman apabila terjadi hal yang tidak diinginkan. Menghitung daya ledak menggunakan persamaan perbandingan dengan ledakan TNT

$$\Delta p_1 = 0,95 \frac{\sqrt[3]{K_T \cdot m}}{r} + 3,9 \frac{\sqrt[3]{(K_T \cdot m)^2}}{r^2} + 13 \frac{K_T \cdot m}{r^3}$$

Dimana: m = massa (kg); $K_T = Q_{\text{exp}}/Q_{\text{TNT}}$; r = radius (m)

BAB IV

HASIL DAN PEMBAHASAN

Pada Bab IV akan dijelaskan mengenai data analisa bertujuan untuk mengetahui sejauh mana sistem ini memiliki kesesuaian antara spesifikasi perancangan dengan spesifikasi hasil yang diperoleh. Untuk itu dilakukan pengujian yang digunakan sebagai parameter untuk mengetahui nilai atas sistem yang akan dievaluasi.


4.1 Safeguard System

Pada dasarnya, *safeguard* dan *interlock logic* digunakan untuk mengamankan unit proses, peralatan dari kerusakan fatal, dan keselamatan operator. Apabila salah satu variabel *safeguard* tidak normal, maka sistem akan memberikan indikasi alarm (untuk kondisi yang bisa ditolerir) dan sistem akan *men-shutdown / Trip* peralatan (untuk kondisi yang tidak bisa ditolerir).

Berikut ini merupakan *Safeguard System Regenerant Heater Section* Unit 33 pada PT. Pertamina RU VI Balongan:

- ***Shutdown and Bypass Status***

Pada RCCR (*Refinery Center Control Room*) PT. Pertamina RU VI Balongan terdapat sebuah control terpusat yang disebut dengan DRCS (*Distributed Refinery Control System*). DRCS berfungsi untuk mengatur segala proses dan mengatur keamanan proses tersebut. Dalam mengatur keamanan proses tersebut terdapat beberapa parameter yang telah diatur untuk menjaga keamanan. Pada tabel 4.1 apabila proses melebihi parameter tersebut maka akan mengakibatkan *Shutdown / Trip* dan juga *Bypass*. Berikut adalah parameter – parameter yang ada dalam *Regenerant Heater Section*.

Tabel 4. 1 *Shutdown and Bypass Status Pennex Process Unit*


SHUTDOWN AND BY PASS STATUS		
REGENERANT SUPERHEATER SHUTDOWN		
Instrument	Actual	Limit
FSL003B	10.13 t/h	4.0 t/h
FSL004B	0.00 t/h	0.5 t/h
LSH004	-1.20%	50%
TSXH007	244.7 C	650 C
TSXH009	92.7 C	651 C
TSXH072	235.0 C	652 C

Keterangan:

FSL003B : Flow Switch Low Low 003B

FSL004B : Flow Switch Low Low 004B

LSH004 : Level Switch High High 004

TSXH007 : Temperature Switch Solenoid High 007

TSXH009 : Temperature Switch Solenoid High 009

TSXH072 : Temperature Switch Solenoid High 072

4.2 Analisa HAZOP

Setelah mengidentifikasi *equipment* dan *safeguard* yang terdapat pada plant maka langkah selanjutnya adalah mengidentifikasi HAZOP *Regenerant Heater Section* dengan melihat data causes, consequences, Risk Matrix, dan Safe-Guards.

Untuk data *risk matrix* dari PT. Pertamina ditampilkan dalam tabel 4.2.

Tabel 4. 2 Risk Matrix PT. Pertamina

TINGKAT KEPAPAHAN	KONSEKUENSI TERHADAP OBJEK				KEMUNGKINAN KEJADIAN (PROBABILITY)				
	MANUSIA	ASET	LINGKUNGAN	CITRA	A (Terendah)	B	C	D	E (Tertinggi)
					Tidak pernah terdengar di Industri Migas & Panas Bumi	Pernah terdengar di Industri Migas & Panas Bumi	Pernah terjadi di sebuah industri Migas & Panas Bumi di Indonesia	Terjadi beberapa kali per tahun di salah satu kegiatan/operasi Perusahaan di Indonesia	Terjadi beberapa kali per tahun di salah satu kegiatan/operasi Perusahaan di Indonesia
0	Tanpa Cedera	Tanpa Kerusakan	Tanpa dampak	Tanpa dampak	R	R	R	R	R
1	Cedera Ringan	Kerusakan sangat kecil	Dampak ringan	Dampak ringan	R	R	R	R	R
2	Cedera Sedang	Kerusakan kecil	Dampak sedang	Dampak sedang	R	R	R	M	M
3	Cedera Berat	Kerusakan sedang	Dampak besar (Skala Daerah)	Dampak besar (Skala Daerah)	R	R	M	M	T
4	Fatality	Kerusakan besar	Dampak besar (Skala Nasional)	Dampak besar (Skala Nasional)	R	M	M	T	T
5	Fatality Ganda	Kerusakan parah	Dampak luar biasa (Skala Internasional)	Dampak luar biasa (Skala Internasional)	M	M	T	T	T

Setelah melihat *risk matrix* tabel 4.2 maka HAZOP dapat digolongkan dalam empat kategori, untuk manusia, asset, lingkungan dan citra. Dalam penelitian kali ini hanya mengambil dua aspek, yaitu aspek asset dan manusia. Untuk HAZOP aspek asset dituliskan dalam tabel 4.3

Tabel 4. 3 Analisa HAZOP aspek aset

Instrumen	Deviation	Cause	Consequence	S	L	R	Safeguard
Flow Transmitter-003A	Less Flow	Unoptimal Pump from Isomate Cooler	superheater Overheat	4	D		33-PV-003
	No Flow	33-XV-116 Failed to open	superheater Cannot Start	3	D		33-PV-003

Instrument	Deviation	Cause	Consequence	S	L	R	Safeguard
						R	
Flow Transmitter - 004A	Less Flow	Unoptimal Pump from Isomate Cooler	superheater Overheat	4	D		33-PV-004
	No Flow	33-XV-130 Failed to open	superheater Cannot Start	3	D		33-PV-004
Level Transmitter - 003	More Level	33-SB-307 Failed to open	superheater Cannot Start	3	E		33-LAH-005
	Less Level	33-SB-308 or 33-FV-003 Failed to open	Superheater over heat	4	E		33-LAH-005
Level Transmitter - 004	High Level	33-SB-307 Failed to open	Shutdown Plant	5	D		33-LAHH-004
Temperature Transmitter - 005	High Temp.	superheater overheat	Shutdown Plant	5	D		33-JC-005
	Low Temp.	superheater doesn't run in optimum performance	Cannot Regenerant the absorband well	4	D		33-JC-005
Temperature Switch Solenoid High 007	High Temp.	33-SB-307 and 33-SB-308 Failed to Open	Superheater over heat	4	C		33-TXSHH-007

Instrument	Deviation	Cause	Consequence	S	L	R	Safeguard
	Low Temp.	33-SB-307 and 33-SB-308 Failed to Close	Can't heating well	2	C		33-JC-005
Temperature Switch Solenoid High 009	High Temp.	33-SB-307 and 33-SB-308 Failed to Open	Superheater over heat	4	C		33-TXSHH-009
	Low Temp.	33-SB-307 and 33-SB-308 Failed to Close	Can't heating well	2	C		33-JC-005
Temperature Switch Solenoid High 007	High Temp.	33-SB-307 and 33-SB-308 Failed to Open	Superheater over heat	4	C		33-TXSHH-092
	Low Temp.	33-SB-307 and 33-SB-308 Failed to Close	Can't heating well	2	C		33-JC-005

Instrumen	Deviation	Cause	Consequence	S	L	R	Safeguard
Pressure Transmitter -004	Overpressure	Regenerant Back Pressure Timer times out before PT-004 rises above Regenerant Back Pressure Setpoint.	33-PV-004 must spent the pressure to avoid explosion	4	E	R	33-PSV-004

Berdasarkan hasil analisa Hazop tabel 4.3 didapatkan nilai risk matrix yang berbeda-beda. Nilai risk matrik diwakilkan dengan warna. Warna merah mengindikasikan bahwa keadaan tersebut bahaya, sedangkan warna kuning mengindikasikan bahwa keadaan tersebut siaga, dan warna hijau mengindikasikan keadaan tersebut aman. Bagian yang bahaya terhadap asset adalah pada proses FT-003A Less Flow, FT-004A Less Flow LT-003 More & Less Level, LT-004 High Level, TT-005 High Temp. Dari beberapa keadan tersebut mengerucut terhadap suatu kondisi yaitu kondisi shutdown plant yang disebabkan *heater shutdown*. Kondisi shutdown akan sangat merugikan bagi produksi perusahaan. Oleh karena itu akan dilakukan analisa *safety integrity level* dengan metode *fault tree analysis* dengan *top event regnerant heater failure* guna mengetahui akar masalah dan dapat ditingkatkan keamananya.

Selain pada aspek aset, juga dilakukan analisa HAZOP terhadap manusia. Sedangkan untuk analisa HAZOP dalam aspek manusia / *injury* dituliskan dalam tabel 4.4

Tabel 4. 4 Analisa HAZOP aspek manusia

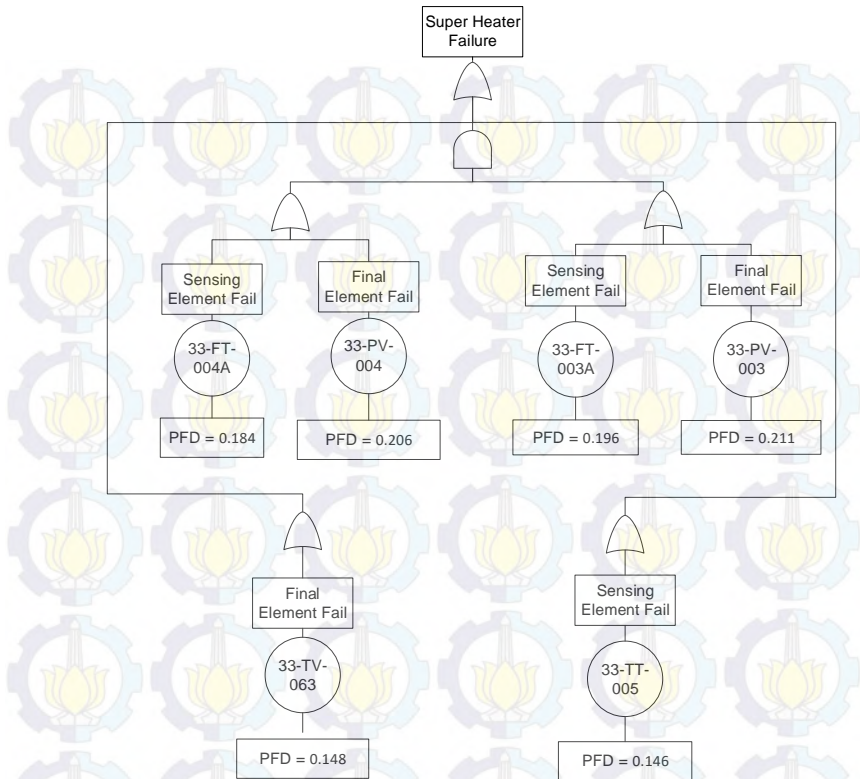
Instrumen	Deviation	Cause	Consequence	S	L	R R	Safe-guard
Flow Transmitter-003A	Less Flow	Unoptimal Pump from Isomerase Cooler	superheater Overheat	3	D		33-PV-003
	No Flow	33-XV-116 Failed to open	superheater Overheat	4	D		33-PV-003
Flow Transmitter - 004A	Less Flow	Unoptimal Pump from Isomerase Cooler	superheater Overheat	3	D		33-PV-004
	No Flow	33-XV-130 Failed to open	superheater Overheat	4	D		33-PV-004
Level Transmitter - 003	More Level	33-SB-307 Failed to open	superheater Cannot Start	2	E		33-LAH-005
	Less Level	33-SB-308 or 33-FV-003 Failed to open	superheater over heat	4	E		33-LAH-005
Level Transmitter - 004	High Level	33-SB-307 Failed to open	Shutdown Plant	4	D		33-LAHH-004
Temperature Transmitter - 005	High Temp.	superheater overheat	Shutdown Plant	4	D		33-JC-005
	Low Temp.	superheater doesn't run in optimum performance	Cannot Regenerant the absorband well	2	D		33-JC-005

Instrument	Deviation	Cause	Consequence	S	L	R R	Safe-guard
Temperature Switch Solenoid High 007	High Temp.	33-SB-307 and 33-SB-308 Failed to Open	Superheater over heat	4	C		33-TXSHH-007
	Low Temp.	33-SB-307 and 33-SB-308 Failed to Close	Cant heating well	0	C		33-JC-005
Temperature Switch Solenoid High 009	High Temp.	33-SB-307 and 33-SB-308 Failed to Open	Superheater over heat	4	C		33-TXSHH-009
	Low Temp.	33-SB-307 and 33-SB-308 Failed to Close	Cant heating well	0	C		33-JC-005
Temperature Switch Solenoid High 007	High Temp.	33-SB-307 and 33-SB-308 Failed to Open	Superheater over heat	4	C		33-TXSHH-092
Temperature Switch Solenoid High 007	Low Temp.	33-SB-307 and 33-SB-308 Failed to Close	Cant heating well	0	C		33-JC-005
Pressure Transmitter -004	Overpressure	Regenerant Back Pressure Timer times out before PT-004 rises above Regenerant Back Pressure Setpoint.	33-PV-004 must spent the pressure to avoid explosion	4	C		33-PSV-004

Berdasar hasil analisa Hazop pada tabel 4.4 didapatkan nilai risk matrix yang berbeda-beda. Nilai risk matriks diwakilkan dengan warna. Warna merah mengindikasikan bahaya, sedangkan warna kuning mengindikasikan bahwa siaga, dan warna hijau mengindikasikan aman. Bagian yang bahaya terhadap injuri adalah FT-003A *No Flow*, FT-004A *No Flow*, LT-003 *Less Level*, LT-004 *High Level*, TT-005 *High Temp*, TXSH007 *High Temp*, TXSH009 *High Temp*, TXSH072 *High Temp*, PT-004 *Overpressure*. Dari beberapa keadaan tersebut mengerucut terhadap suatu kondisi yaitu kondisi shutdown plant yang disebabkan *heater shutdown*. Kondisi tersebut akan sangat merugikan bagi aset perusahaan. Oleh karena itu akan dilakukan analisa *safety integrity level* dengan metode *fault tree analysis* dengan *top event regenerant heater failure* guna mengetahui akar masalah dan dapat ditingkatkan keamananya.

4.3 Analisa SIL pada Fault Tree Analysis

Analisa SIL dihitung dengan cara mencari nilai PFD dari komponen komponen yang akan digunakan untuk analisa *Fault Tree Analysis*. Pada analisa kali ini, komponen yang digunakan tidak semua loop, akan tetapi hanya mengambil beberapa komponen yang memiliki data kegagalan pada *Regenerant Heater Section*. Komponen yang tidak pernah gagal atau tidak memiliki data kegagalan akan tidak akan dimasukkan kedalam analisis. Sedangkan untuk menentukan *Top Event* dari *Fault Tree Analysis*, digunakan data hazop yang paling bahaya yaitu *regenerant heater failure*. Dengan menganalisa P&ID dari plant *regenerant heater section*, didapatkan *fault tree* sesuai gambar 4.1



Gambar 4. 1 FTA *regenerant heater section*

Berdasarkan gambar 4.2 dapat dihitung nilai SILnya. Nilai SIL didapatkan dari mengambil nilai PFD (*Probability Failure on Demand*) dari masing masing komponen. Nilai PFD didapatkan dengan persamaan

$$PFD = \frac{\lambda T_i}{2} \quad (4.1)$$

Dengan

λ = laju kegagalan

T_i = Test interval

PFD masing – masing komponen akan dijumlahkan sesuai gerbang logika pada gambar 4.1 sehingga:

$$PFD_{total} = (PFD_{FT004A} \cap PFD_{PV004A}) \cup (PFD_{FT003A} \cap PFD_{PV003A}) \cup PFD_{TV063} \cup PFD_{TT0005}$$

$$PFD_{total} = (0.184 \cap 0.206) \cup (0.196 \cap 0.211) \cup 0.146 \cup 0.148$$

$$PFD_{total} = 0.452$$

Dan setelah dikalkulasikan maka didapat nilai PFD *Regenerant heater section* adalah 0.452. Berdasarkan tabel 2.1 hasil ini menunjukkan bahwa *Basic Process Control System* dari *regenerant heater section* masih menunjukkan SIL 0. SIL 0 adalah tingkat keamanan terbawah dari tingkat SIL. Sehingga dalam plant ini harus ditingkatkan lagi nilai SILnya dengan cara merubah struktur konfigurasi instrument.

4.4 Peningkatan Nilai SIL

Berdasarkan dari hasil analisa *Fault Tree Analysis* telah dilakukan perlu ditingkatkan nilai SIL dari *Regenerant Heater Section*. Peningkatan nilai dari SIL dapat dilakukan dengan melakukan perubahan konfigurasi dari instrument yang ingin dinaikan nilai PFDnya. Perubahan konfigurasi menggunakan metode perubahan konfigurasi Moon (lampiran A). Hasil perhitungan dari perubahan Moon dapat dilihat pada tabel 4.5 dan 4.6

Tabel 4. 5 Hasil perubahan konfigurasi *sensing element*

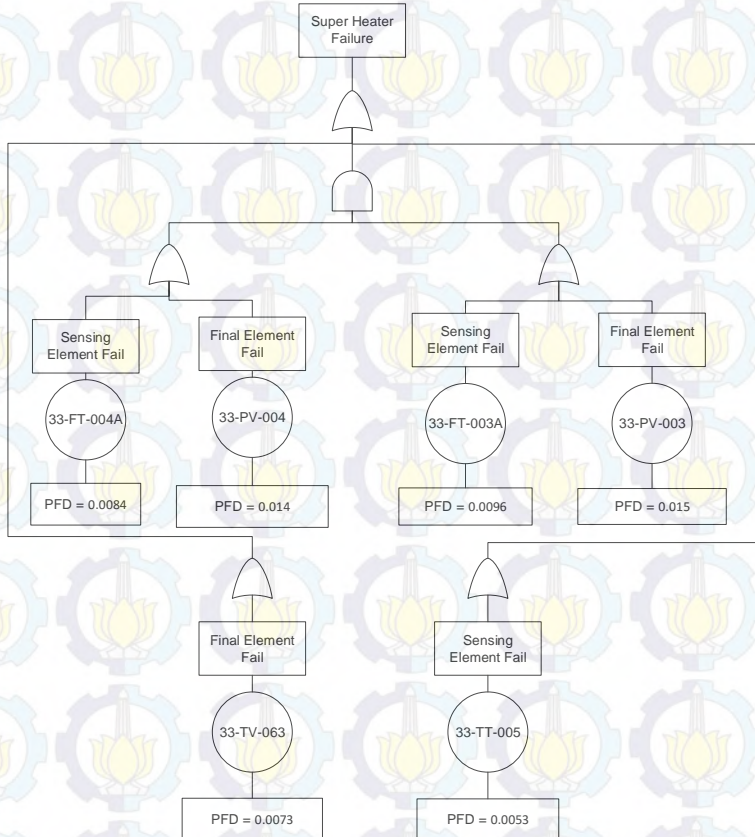
Konfigurasi	Sensing Element					
	FT-003A		FT-004A		TT-005	
	λ	4.5×10^{-5}	λ	4.2×10^{-5}	λ	3.33×10^{-5}
	PFD	SIL	PFD	SIL	PFD	SIL
1oo1	0.196	SIL 0	0.184	SIL 0	0.146	SIL 0
1oo2	0.010	SIL 2	0.008	SIL 2	0.005	SIL 2
1oo3	0.008	SIL 2	0.006	SIL 2	0.003	SIL 2
2oo2	0.392	SIL 0	0.368	SIL 0	0.292	SIL 0
2oo3	0.115	SIL 0	0.102	SIL 0	0.064	SIL 1
2oo4	0.030	SIL 1	0.025	SIL 1	0.012	SIL 1

Tabel 4. 6 Hasil perubahan konfigurasi *final element*

Konfigurasi	Final Element					
	33-TV-063		33-PV-004		33-PV-003	
	λ	3.38×10^{-5}	λ	4.70×10^{-5}	λ	4.82×10^{-5}
	PFD	SIL	PFD	SIL	PFD	SIL
1oo1	0.148	SIL 0	0.206	SIL 0	0.211	SIL 0
1oo2	0.007	SIL 2	0.014	SIL 1	0.015	SIL 1
1oo3	0.006	SIL 2	0.017	SIL 1	0.019	SIL 1
2oo2	0.296	SIL 0	0.412	SIL 0	0.422	SIL 0
2oo3	0.088	SIL 1	0.170	SIL 0	0.178	SIL 0
2oo4	0.026	SIL 1	0.070	SIL 1	0.075	SIL 1

Berdasarkan tabel 4.5 dan 4.6 dipilih perubahan konfigurasi 1oo2 karena memiliki hasil SIL lebih dari SIL 0 dan dari segi jumlah instrument yang ditambahkan hanya 1 instrument sehingga tidak membutuhkan biaya besar bagi

perusahaan. Sehingga perhitungan PFD komponen dirubah strukturnya dari 1001 menjadi 1002. Persamaan yang digunakan sebelumnya adalah $PFD = \frac{\lambda T_i}{2}$ dirubah menjadi $PFD = \frac{\lambda^2 T_i^2}{4}$ dikarenakan perubahan strukturnya [10].



Gambar 4. 2 FTA *regenerant heater section*

PFD masing – masing komponen akan dijumlahkan sesuai gerbang logika pada gambar 4.2 sehingga:

$$PFD_{total} = (PFD_{FT004A} \cap PFD_{PV004A}) \cup (PFD_{FT003A} \cap PFD_{PV003A}) \cup PFD_{TV063} \cup PFD_{TT0005}$$

$$PFD_{total} = (0.0084 \cap 0.014) \cup (0.096 \cap 0.0151) \cup 0.073 \cup 0.0053$$

$$PFD_{total} = 0.015$$

Berdasarkan tabel 2.1, nilai PFD 0.015 termasuk dalam SIL 1, jadi apabila plant *regenerant heater section* menggunakan konfigurasi 1002 pada instrument-instrumennya, maka plant menjadi lebih aman.

4.5 Blast Effect

Blast effect adalah kekuatan daya ledak pada suatu material. Kekuatan daya ledak ini menggunakan persamaan perbandingan daya ledak TNT (*Trinitrotoluen*) [12]. Perhitungan daya ledak harus mengetahui parameter-parameter material yang digunakan. Material proses pada *regenerant heater section* adalah gas LPG. LPG memiliki kandungan propana yang sangat dominan, sehingga parameter propana digunakan untuk perhitungan daya ledak pada *regenerant heater section*. Parameter propana ditunjukkan pada tabel 4.7

Tabel 4. 7 Parameter *Blast Effect*

<i>heat of combustion propane</i>	46.3 MJ/kg
<i>mean specific heat liquid propane</i>	2.41 kJ/kg/K
<i>latent heat propane</i>	410 kJ/kg
<i>boiling temperature of propane at ambient pressure</i>	293 K

Perhitungan dilakukan dengan mencari nilai *flash fraction* terlebih dahulu.

$$f_1 = 1 - e^{-C_p \frac{\Delta T}{L}} \quad (4.2)$$

Dengan

f_1 = The Flash Fraction of the fuel

C_p = Mean Specific Heat of liquid propane = 2.41 kJ/kg/K

ΔT = Temp difference between vessel temp & boiling

L = Latent Heat of propane = 410 kJ/kg

$$f_1 = 1 - e^{-2.41 \cdot 48 / 410} \quad (4.3)$$

$$f_1 = 0.255$$

Setelah didapatkan hasil *flash fraction*, maka dicari nilai berat gas pada saat dikabutkan

$$W_f = f_1 \cdot 2 \cdot \text{Quantity of fuel} \quad (4.4)$$

Dengan

W_f = Weight of fuel in cloud

$$W_f = 0.255 \cdot 2 \cdot 17000 = 8670$$

Setelah didapatkan hasil W_f , maka dicari nilai untuk W_{TNT}

$$W_{TNT} = \alpha \cdot W_f \cdot H_f / H_{TNT} \quad (4.5)$$

Dengan:

α = TNT-equivalency/yield factor = 0.03

H_f = Heat of Combustion of propane = 46.3 MJ/kg

H_{TNT} = Blast Energy of TNT = 4.68 MJ/kg

$$W_{TNT} = 0.03 \cdot 8670 \text{ KG} \cdot \frac{46.3 \frac{\text{MJ}}{\text{kg}}}{4.68 \frac{\text{MJ}}{\text{kg}}} = 2573.21 \text{ kg}$$

Setelah didapatkan hasil W_{TNT} , maka dicari nilai untuk R_H

$$R_H = R / (W_{TNT})^{1/3} \quad (4.6)$$

Dengan

R = Radius (m)

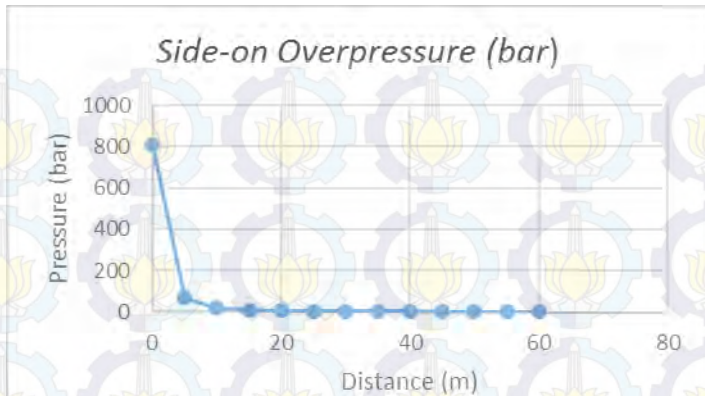
Untuk mendapatkan besarnya nilai tekanan pada satuan bar, maka dilakukan perhitungan dengan persamaan 4.7 [11].

$$P_s = \frac{80.800(1 + \frac{R_H}{4.5})^2}{\sqrt{1 + [\frac{R_H}{0.046}]^2} \sqrt{1 + [\frac{R_H}{0.82}]^2} \sqrt{1 + [\frac{R_H}{1.8556}]^2}} \quad (4.5)$$

Tabel 4. 8 Hasil perhitungan dengan parameter jarak

<i>Downwind Distance (m)</i>	<i>Scaled Distance (m/kg^{1/3})</i>	<i>Side-on Overpressure (bar)</i>
0.01	0.0003	807.90
5	0.36	67.52
10	0.72	19.22
15	1.09	8.17
20	1.45	4.26
25	1.82	2.54
30	2.18	1.66
35	2.55	1.16
40	2.91	0.86
45	3.28	0.66
50	3.64	0.53
55	4.01	0.43
60	4.37	0.37
65	4.74	0.31

Berdasarkan tabel 4.8 dapat digambarkan grafik tekanan pada gambar 4.4



Gambar 4. 3 Grafik tekanan ledakan terhadap jarak

Berdasar tabel 4.8 didapatkan hasil P_s yang mengindikasikan kekuatan daya ledak dari material propana. Nilai dari Δp_1 dapat diklasifikan dampaknya pada tabel 4.9.

Tabel 4. 9 Klasifikasi dampak daya ledak terhadap manusia [11]

Δp	<i>Effect</i>
> 26 bar	<i>Instant death, full body disintegration.</i>
> 8 bar	<i>Instant death, body throw back, disintegration of body parts.</i>
> 5 bar	<i>Fatal damage, 99% chance of lethal outcome. Disintegration of body parts, massive damage to soft tissue and bone.</i>
> 3.8 bar	<i>Heavy damage, 75% chance of lethal outcome. In lucky case hospitalization for at least 2-3 months.</i>
> 2.5 bar	<i>Moderate damage, 10% risk of fatality or hospitalization for 1-2 months.</i>
> 2.1 bar	<i>Light injuries, hospitalization for 7-15 days.</i>

Δp	<i>Effect</i>
> 1.6 bar	<i>Disruption of neural system up to loss of consciousness.</i>
> 1.1 bar	<i>Rupture of tympanic membranes for average human.</i>
> 0.5 bar	<i>Minimal safe distance for artilleryman.</i>
> 0.35 bar	<i>Minimal distance of possible rupture of tympanic membranes.</i>

Mengacu pada klasifikasi efek dari ledakan pada tabel 4.9 apabila ingin mencapai titik aman dari ledakan diperlukan hingga P_5 dibawah 0,35 bar. Menurut data hasil perhitungan tabel 4.8 dan gambar 4.4, jarak yang dibutuhkan untuk mencapai titik aman adalah diluar radius 65 meter. Apabila masih dibawah 65 m, maka akan terjadi efek sesuai dengan nilai kekuatan daya ledak pada posisi tersebut.

Dalam terjadinya suatu ledakan, juga terdapat rambat dari ledakan. Perhitungan kecepatan, menggunakan persamaan

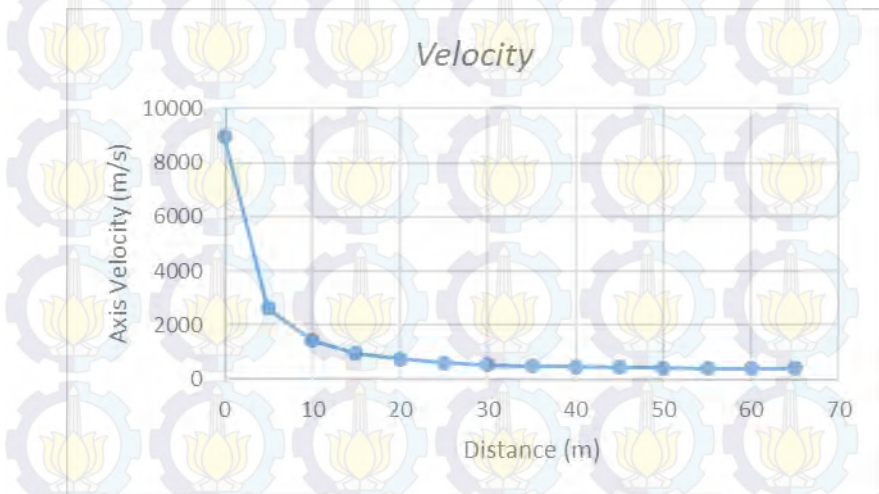
$v = 340\sqrt{1 + 0,86P_s}$ sehingga didapatkan hasil pada tabel 4.10.

Tabel 4. 10 Hasil perhitungan kecepatan pada jarak tertentu.

<i>Downwind Distance (m)</i>	<i>Velocity (m/s)</i>
0.01	8968.51
5	2613.10
10	1423.78
15	963.30
20	734.82

<i>Downwind Distance (m)</i>	<i>Velocity (m/s)</i>
25	606.96
30	530.00
35	481.17
40	448.81
45	426.55
50	410.72
55	399.12
60	390.40
65	383.68

Berdasarkan hasil perhitungan tabel 4.10, didapatkan grafik kecepatan pada gambar 4.5:



Gambar 4. 4 Grafik kecepatan ledakan berdasarkan jarak

Berdasarkan pada gambar 4.5, maka waktu perambatan dari suatu ledakan akan semakin melambat seiring dengan bertambahnya jarak, sedangkan kecepatan dari suatu ledakan akan sangat tinggi pada awal. Pada 1-5 meter kecepatan mencapai diatas 2000 m/s, tetapi setelah itu langsung turun drastis menuju stabil pada kecepatan 350 dan akan semakin kecil seiring dengan bertambahnya jarak, hingga pada jarak 65 tekanan sudah aman sehingga kecepatan akan semakin lambat menuju kecepatan udara pada tempat kejadian.

BAB V PENUTUP

5.1 Kesimpulan

Berdasarkan hasil analisa yang dilakukan pada *regenerant heater section* didapatkan kesimpulan:

1. Telah dilakukan analisis bahaya dengan menggunakan metode HAZOP pada *Regenerant Heater Section* PT. Pertamina (Persero) Refinery Unit VI Balongan dengan dampak paling bahaya adalah *shutdown plant*.
2. Nilai *Safety Integrity Level (SIL)* yang diolah menggunakan *Fault Tree Analysis* dari *Regenerant Heater Section* PT. Pertamina (Persero) Refinery Unit VI Balongan menunjukan bahwa plant ini memiliki SIL 0, sehingga perlu dilakukan peningkatan keamanan dengan mengubah konfigurasi *sensing element* dan *final element* menjadi 1oo2 sehingga tergolong dalam SIL 1.
3. Berdasarkan analisa daya ledak dari plant *Regenerant Heater Section* didapatkan jarak aman ketika terjadi ledakan adalah 65 meter dari pusat ledakan.

5.2 Saran

Dari tugas akhir ini dapat diberikan saran yaitu:

1. Supaya nilai SIL menjadi lebih tinggi perlu dirubah konfigurasi instrument pada plant *regenerant heater section* menjadi 1oo2.
2. Supaya lebih dikembangkan mengenai *material safety handling* karena sangat berguna dalam segi keamanan khususnya pada industri.

DAFTAR PUSTAKA

- [1] K. ESDM, “Data Kecelakaan Migas,” 2014.
- [2] tribunnews.com, “Pertamina Bertanggungjawab Atas Kebakaran Kilang Minyak di Dumai,” Dumai, 2014.
- [3] B. Rohmam, “Analisa Kinerja Sistem Shutdown Valve pada Sistem Perpipaan untuk Proses Loading dan Unloading di Pertamina (Persero) Refinery Unit VI Balongan.Jurnal Teknik POMITS Vol 2,” ITS, Surabaya, 2013.
- [4] P. Pertamina, “Profil Perusahaan,” ,<URL: <http://www.pertamina.com/company-profile/sejarah-pertamina/>>., 2015.
- [5] Anonim, Dokumen Arsip Pertamina. Pennex Process, Indramayu.: PT. Pertamina, 2015.
- [6] C. E. Ebeling, An Introduction to Reliability and Maintainability Engineering, Singapura: Mc-Grow Hill Book.co, 1997.
- [7] M. Pérez-Marín, “HAZOP e Local approach in the Mexican oil & gas industry,” *Elsevier*, 2012.
- [8] P. Limbourg, “Fault tree analysis in an early design stage using the Dempster-Shafer,” *Risk, Reliability and Societal Safety – Aven & Vinnem*, 2007.
- [9] F. Innal, Y. Dutuit dan M. Chebila, “Safety and operational integrity evaluation and design optimization,” *Elsevier*, 2013.
- [10] ISA, Safety Instrumented Functions(SIF)-Safety Integrity Level (SIL) Evaluation Texhniques]

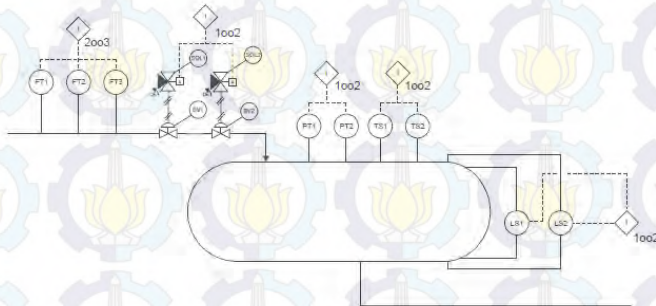
Determining the SIL of a SIF via Fault Tree Analysis, Research Triangle Park, North Carolina 27709: United States of America, 2002.

- [11] M. J. Assel dan K. E. Kakosimos, Fires, Explosion, and Toxic Gas Dispersion (Effect Calculation and Risk Analysis), London: CRC Press, 2010.
- [12] University of Tuledo, "TNT-Equivalency Method," 15 1 2016.

LAMPIRAN

A. Rumus Konfigurasi Moon

Architecture (Voting Configuration)	Average Before Logic		Average After Logic		% Difference Between PFD _{avg} Results - Average After Logic Versus Average Before Logic
	PFD _{avg} Equation	PFD _{avg} Value Obtained *	PFD _{avg} Equation	PFD _{avg} Value Obtained *	
1001	$\frac{\lambda(TI)}{2}$	4.38 x E-2	$\frac{\lambda(TI)}{2}$	4.38 x E-2	0
1002	$\frac{\lambda^2(TI)^2}{4}$	1.92 X E-3	$\frac{\lambda^2(TI)^2}{3}$	2.56 X E-3	33
2002	$\lambda(TI)$	8.76 X E-2	$\lambda(TI)$	8.76 X E-2	0
1003	$\frac{\lambda^3(TI)^3}{8}$	8.40 X E-5	$\frac{\lambda^3(TI)^3}{4}$	1.68 X E-4	100
2003	$\frac{3\lambda^2(TI)^2}{4}$	5.76 X E-3	$\lambda^2(TI)^2$	7.67 X E-3	33
2004**	$\frac{\lambda^3(TI)^3}{2}$	3.36 X E-4	$\lambda^3(TI)^3$	6.72 X E-4	100



Data Maintenance

FT-003A

Tanggal	Alasan	TTF (DAY)	TTF (HOURS)
04 April 2011	Service -- Service Ringan	459	11016
08 Mei 2013	tidak ada sinyal transmitter di field	765	18360
19 Januari 2015	ganti transmitter baru	621	14904
04 Februari 2015	Kalibrasi	16	384

DISTRIBUTION	AvGOF	AvPlot	LKV
Exponential 1	2.792283	12.63621	-41.2872
Exponential 2	2.368326	13.30575	-41.1492
Weibull 2	1.837765	11.08753	-41.9369
Weibull 3	3.68E-08	4.999568	-41.292
Normal	1.73E-07	6.346303	-41.1857
Lognormal	7.179825	13.22936	-42.2696

DISTRIBUTION	R:AvGOF	R:AvPlot	R:LKV	R:DESV	Ranking
Exponential 1	5	4	3	420	5
Exponential 2	4	6	1	350	3
Weibull 2	3	3	5	360	4
Weibull 3	1	1	4	190	1
Normal	2	2	2	200	2
Lognormal	6	5	6	580	6

FT-004A

Tanggal	Alasan	TTF (DAY)	TTF (HOURS)
16 Juni 2011	Pergantian Sensor Level	533	12792
10 Agustus 2012	Ganti Sensor	1313	31512
19 Januari 2015	Tubing Bocor	16	384
04 Februari 2015	tidak ada sinyal transmitter di field	119	2856
03 Juni 2015	tidak ada sinyal transmitter di field	119	11790

DISTRIBUTION	AvGOF	AvPlot	LKV
Exponential 1	7.44E-06	5.986259	-50.8401
Exponential 2	1.18E-05	5.710146	-50.897
Weibull 2	0.000819	5.091898	-51.3431
Weibull 3	2.75E-07	3.507673	-51.5309
Normal	4.09E-08	4.232018	-51.9339
Lognormal	0.127124	7.390338	-51.6409

DISTRIBUTION	R:AvGOF	R:AvPlot	R:LKV	R:DESV	Ranking
Exponential 1	3	5	1	280	3
Exponential 2	4	4	2	340	4
Weibull 2	5	3	3	400	5
Weibull 3	2	1	4	240	1
Normal	1	2	6	270	2
Lognormal	6	6	5	570	6

PV-004

Tanggal	Alasan	TTF (DAY)	TTF (HOURS)
21 September 2010	iINTERNAL cHECK	264	6336
16 Maret 2011	Perlu Kalibrasi I/P	176	4224
23 Oktober 2013	Ganti Klem Spring	952	22848
05 November 2014	Isolasi line drain rusak	378	9072
08 Februari 2015	Perlu Kalibrasi I/P	95	10620

DISTRIBUTION	AvGOF	AvPlot	LKV
Exponential 1	1.298935	8.80936	-51.3568
Exponential 2	5.42E-07	4.368401	-50.1711
Weibull 2	0.002561	6.026808	-50.2456
Weibull 3	1.00E-10	3.071437	-49.6467
Normal	1.192482	8.779357	-51.1116
Lognormal	5.95E-08	3.00046	-49.9936

DISTRIBUTION	R:AvGOF	R:AvPlot	R:LKV	R:DESV	Ranking
Exponential 1	6	6	6	600	6
Exponential 2	3	3	3	300	3
Weibull 2	4	4	4	400	4
Weibull 3	1	2	1	120	1
Normal	5	5	5	500	5
Lognormal	2	1	2	180	2

TT-005

Tanggal	Alasan	TTF (DAY)	TTF (HOURS)
22 Februari 2011	Perlu Kalibrasi Ulang	951	22824
05 Mei 2014	tidak ada sinyal transmitter di field	1168	28032
13 Januari 2015	Perlu Kalibrasi Ulang	253	6072
16 Mei 2015	Display Blank	123	2952

DISTRIBUTION	AvGOF	AvPlot	LKV
Exponential 1	0.000101	6.069338	-42.4822
Exponential 2	0.000114	8.393874	-42.1505
Weibull 2	2.40E-05	6.126474	-42.5351
Weibull 3	6.21E-10	4.628918	-42.2129
Normal	6.19E-05	6.828123	-43.0064
Lognormal	0.000104	5.946787	-42.6139

DISTRIBUTION	R:AvGOF	R:AvPlot	R:LKV	R:DESV	Ranking
Exponential 1	4	3	3	350	3
Exponential 2	6	6	1	450	6
Weibull 2	2	4	4	300	2
Weibull 3	1	1	2	130	1
Normal	3	5	6	430	4
Lognormal	5	2	5	440	5

PV-003

Tanggal	Alasan	TTF (DAY)	TTF (HOURS)
30 Juni 2010	Repair V-Globe-8in-2500	157	3768
16 Maret 2011	Perlu Kalibrasi I/P	259	6216
03 Oktober 2012	Perlu Kalibrasi I/P	567	13608
15 Oktober 2014	Ganti Positioner	742	17808
08 Februari 2015	Perlu Kalibrasi I/P	116	10350

DISTRIBUTION	AvGOF	AvPlot	LKV
Exponential 1	0.923267	11.30996	-51.2253
Exponential 2	0.002394	6.412313	-48.9932
Weibull 2	1.00E-10	2.246303	-49.7901
Weibull 3	1.49E-07	2.390345	-49.8032
Normal	1.00E-10	1.817124	-49.972
Lognormal	1.00E-10	3.69314	-49.9313

DISTRIBUTION	R:AvGOF	R:AvPlot	R:LKV	R:DESV	Ranking
Exponential 1	4	6	6	500	5
Exponential 2	3	5	1	280	4
Weibull 2	1	2	2	150	1
Weibull 3	2	3	3	250	3
Normal	1	1	5	220	2
Lognormal	1	4	4	250	3

TV-063

Tanggal	Alasan	TTF (DAY)	TTF (HOURS)
10 Maret 2012	Ganti Positioner	800	19200
11 Oktober 2013	Perlu Kalibrasi I/P	580	13920
15 Januari 2015	Perlu Kalibrasi I/P	461	11064

DISTRIBUTION	AvGOF	AvPlot	LKV
Exponential 1	20.60107	17.20148	-31.7959
Exponential 2	1.00E-10	0.255899	-28.6154
Weibull 2	1.00E-10	3.975746	-28.8886
Weibull 3	1.00E-10	0.013543	-28.649
Normal	1.00E-10	3.700463	-28.9789
Lognormal	1.00E-10	2.07582	-28.8814

DISTRIBUTION	R:AvGOF	R:AvPlot	R:LKV	R:DESV	Ranking
Exponential 1	2	6	6	400	6
Exponential 2	1	2	1	120	1
Weibull 2	1	5	4	270	4
Weibull 3	1	1	2	130	2
Normal	1	4	5	280	5
Lognormal	1	3	3	200	3

BIODATA PENULIS



Penulis dilahirkan di Malang pada tanggal 16 September 1993, merupakan anak pertama dari 3 bersaudara. Dalam riwayat pendidikannya penulis telah menamatkan pendidikan formal dari SD Bendogerit 1 Blitar, SMP Negeri 1 Blitar, SMA Negeri 1 Blitar, dan diterima melalui jalur SNMPTN di

Jurusan Teknik Fisika ITS Surabaya. Saat masa studi, penulis aktif sebagai ketua tim mobil listrik Zelena ITS dan asisten di Laboratorium rekayasa Instrumentasi dan Kontrol. Dalam tugas akhirnya penulis mengambil bidang minat Rekayasa Instrumentasi dan Kontrol dengan tema study HAZOP dan SIL pada Regenerant Heater Section.

Penulis memiliki hobi bermain futsal, menonton film, dan otomotif. Penulis dapat dihubungi melalui email rizkyd16@gmail.com.